



**Sérgio Nuno
Cerqueira Anjo**

**Desempenho de reactores SBR para o tratamento de
efluentes vínicos**



**Sérgio Nuno
Cerqueira Anjo**

**Desempenho de reactores SBR para o tratamento de
efluentes vínicos**

dissertação apresentada à Universidade de Aveiro para cumprimento dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Engenharia do Ambiente, realizada sob a orientação científica da Professora Doutora Maria Isabel Aparício Paulo Fernandes Capela, Professora Associada do Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro

o júri

presidente

Professora Doutora Ana Isabel Couto Neto da Silva Miranda (Directora do Curso)
Professora Associada do Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro

Professor Doutor Cheng Chia-Yau
Professor Auxiliar Convidado do Departamento de Engenharia Civil da Faculdade de Engenharia da Universidade de Porto

Professora Doutora Maria Isabel Aparício Paulo Fernandes Capela (Orientadora)
Professora Associada do Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro

agradecimentos

Agradeço à Professora Isabel Capela por toda a disponibilidade e incentivos demonstrados.

Ao Professor Luís Arroja que arquitectou e orientou este trabalho e pelos conhecimentos que me transmitiu.

À Margarida que me ajudou a dar os primeiros passos, à Otília e à Marta pela preciosa ajuda, companheirismo e amizade.

Aos meus amigos.

À Marion.

Aos meus pais, que pouco me viram este ano, pela motivação que me transmitiram.

palavras-chave

Efluentes vínicos, sequential batch reactor (SBR), tratamento aeróbio.

resumo

O trabalho realizado pretendeu avaliar o comportamento de um reactor descontínuo sequencial (SBR) no tratamento de efluentes vínicos.

A alimentação dos reactores SBR é feita descontinuamente e o processo é composto de um único reactor de crescimento suspenso onde ocorrem todos os passos do processo de degradação biológica. Esta tecnologia tem-se demonstrado bem adaptada ao tratamento de uma grande variedade de efluentes orgânicos.

Os efluentes vínicos são sazonais, com fortes variações de caudal e de carga orgânica ao longo do ano. A produção de efluentes vínicos depende do tipo de vinho produzido, das tecnologias utilizadas na sua produção e da dimensão da adega. Os efluentes vínicos são altamente solúveis, têm baixa capacidade tampão e baixas concentrações em azoto e fósforo.

Os principais objectivos traçados no projecto laboratorial foram estudar o desempenho dos reactores SBR em ciclos de 24 horas para razões F/M próximas da unidade, observar o desempenho dos reactores quando após estes atingirem cargas extremas, foi diminuída radicalmente a carga aplicada para se estudar a sua recuperação e estudar o comportamento dos reactores quando operados em ciclos de 12 horas.

Foram realizados ensaios em três reactores à escala laboratorial, operados em ciclos de 12 e 24 horas com tempos de retenção hidráulico, cargas volúmicas aplicadas e concentração de biomassa diferentes.

Foi verificado que, em razões F/M próximas da unidade, desenvolveram-se organismos filamentosos em excesso independentemente do ciclo operado o que levou à diminuição das características de sedimentabilidade dos sólidos biológicos, traduzido pelo aumento do SVI. Após se terem atingido razões F/M elevadas e próximas da unidade, e de se verificar o desenvolvimento de organismos filamentosos em excesso, a diminuição radical da carga aplicada demonstrou que a biomassa tem uma boa capacidade para se readaptar facilmente às novas condições no que diz respeito à remoção de matéria orgânica, não se verificando o mesmo para a obtenção de melhorias para as características de sedimentabilidade. A melhor velocidade de remoção dos reactores SBR operados em ciclos de 12 horas e que também apresentou um efluente tratado de acordo com os critérios de descarga constantes no anexo XVIII do Decreto-lei 236/98 de 1 de Agosto, foi obtida para o reactor com uma concentração de biomassa de $2.500 \text{ mg SSV.l}^{-1}$, carga orgânica aplicada de $1,2 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e razão F/M $0,48 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$. Nestas condições a percentagem de remoção de CQO foi de 83%, tendo-se obtido um efluente tratado com 98 mg CQO.l^{-1} e 43 mg SST.l^{-1} . Foi ainda verificado que a operação em ciclos de 12 horas, comparativamente com ciclos de 24 horas, apresentou um melhor desempenho em termos de remoção de matéria orgânica e efluentes tratados com melhor qualidade.

keywords

Winery wastewater, sequential batch reactor (SBR), aerobic treatment.

abstract

The present study intended to evaluate the behaviour of a *Sequential Batch Reactor* (SBR) for the treatment of winery wastewaters.

The SBR reactors are a fill-and-draw system involving a single suspended growth reactor, in which all steps of the biodegradation process occur. This technology has been demonstrated to be well adapted for the treatment of a wide variety of organic wastewaters.

The winery wastewaters are variable in flow and organic load throughout the year. The production of winery wastewaters depends on the type of produced wine, on the technologies used in the production process and on the winery capacity. The winery wastewaters are highly soluble, have low buffer capacity and low concentrations in nitrogen and phosphorous.

The main objectives of the laboratory work was to study the behaviour of the reactors in 24 hours cycles for F/M ratios next to one, monitor the performance of the reactors when, after they reach extreme loads, to diminish the applied organic load radically to study its recovery and study the behaviour of the reactors when operated in cycles of 12 hours.

The experiments were conducted in three lab-scale reactors, operated with 12 and 24 hours cycles, with different hydraulic retention times, organic loads and biomass concentrations.

It was verified that at F/M ratios next to one, there was an excessive development of filamentous organisms, independently of the operated cycle which leads to a damage of the settleability characteristics of the biological solids, which was verified by the SVI increase. After reaching high F/M ratios near one, and achieving an excessive development of filamentous organisms, the abrupt decrease of the organic load, showed that the microorganisms can easily adapt to the new conditions in terms of removal of organic matter, but the same was not verified with getting better settleable characteristics. The best organic removal rate of the SBR reactors operated in cycles of 12 hours which also presented a treated effluent in accordance with discharge criteria described in Dec-lei 236/98 of 1st of August, was obtained for the reactor with a biomass concentration of 2,500 mg VSS.l⁻¹, an organic load applied of 1.2 kg COD.m⁻³.d⁻¹ and F/M ratio of 0.48 kg COD.kg VSS⁻¹.d⁻¹. At these conditions, it was obtained 83% of organic matter removal, and a treated effluent with 98 mg COD.l⁻¹ and 43 mg TSS.l⁻¹. It was also verified that the SBR operation in cycles of 12 hours, compared with cycles of 24 hours, presented a better performance regarding the removal of organic matter and also a treated effluent with a better quality.

Índice

| | |
|-----------------------------------------------------------------------------------|--------------|
| Índice | i |
| Índice de figuras | ii |
| Índice de tabelas | v |
| Capítulo 1 Introdução | 1 |
| 1.1 História do vinho em Portugal | 3 |
| 1.2 Caracterização sócio-económica do sector | 5 |
| 1.3 Vinificação e fontes de poluição | 10 |
| 1.4 Caracterização dos efluentes vínicos | 15 |
| 1.5 Poluição pelos efluentes vínicos | 18 |
| Capítulo 2 Tratamento de efluentes vínicos | 19 |
| 2.1 Introdução | 21 |
| 2.2 Processos físicos | 22 |
| 2.3 Processos químicos | 23 |
| 2.4 Processos biológicos anaeróbios | 24 |
| 2.5 Processos biológicos aeróbios | 26 |
| 2.6 Reactores SBR | 31 |
| Capítulo 3 Metodologia | 37 |
| 3.1 Descrição da montagem laboratorial | 39 |
| 3.2 Condições de operação dos reactores | 41 |
| 3.3 Caracterização do efluente vínico | 42 |
| 3.4 Monitorização dos reactores SBR | 43 |
| 3.5 Caracterização do funcionamento do SBR | 45 |
| Capítulo 4 Apresentação e discussão de resultados | 47 |
| 4.1 Análise dos estados transientes | 49 |
| 4.2 Análise dos estados estacionários | 53 |
| 4.2.1 Comportamento dos reactores SBR em ciclos de 24 horas | 53 |
| 4.2.2 Comportamento dos reactores SBR em ciclos de 12 horas | 59 |
| 4.2.3 Avaliação da recuperação da biomassa | 70 |
| 4.2.4 Comparação do desempenho dos reactores SBR em ciclos de 24 e 12 horas | 72 |
| Capítulo 5 Conclusões | 81 |
| Referências bibliográficas | 85 |

Índice de figuras

| | |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 1.1: Evolução da produção de vinho no mundo, na EU-15 e EU-25 entre 1976 e 2003 (FAO)..... | 5 |
| Figura 1.2: Evolução da produção total de vinho, de vinho de mesa e de vinho de qualidade na EU-15, em milhares de hl (DG AGRI). | 6 |
| Figura 1.3: Diagrama de obtenção do vinho e geração de efluentes e subprodutos (adaptado de Pirra, 2005 e Vlyssides <i>et al.</i> , 2005)..... | 11 |
| Figura 1.4: Distribuição de produção de efluentes numa adega ao longo do ano (Vlyssides <i>et al.</i> , 2005)..... | 14 |
| Figura 2.1: Diagrama dos factores envolvidos na escolha de um sistema de efluentes vínicos (ITV, 2004)..... | 21 |
| Figura 2.2: Esquema de funcionamento dos ciclos dos reactores SBR (Bungay <i>et al.</i> , 2007)..... | 32 |
| Figura 3.1: a) Esquema da montagem laboratorial, b) Fotografia da montagem laboratorial (a) Giordano F., Lima N. 2007)..... | 40 |
| Figura 4.1: Variação do CQO solúvel à entrada e saída do reactor $X_{1,5}$ em função do tempo..... | 50 |
| Figura 4.2: Variação do CQO solúvel à entrada e saída do reactor $X_{2,5}$ em função do tempo..... | 51 |
| Figura 4.3: Variação do CQO solúvel à entrada e saída do reactor $X_{3,5}$ em função do tempo..... | 52 |
| Figura 4.4: Percentagem de remoção de CQO em função da carga volúmica aplicada para ciclos de 24 horas. | 54 |
| Figura 4.5: SVI do licor de mistura em função da razão F/M para ciclos de 24 horas. | 55 |
| Figura 4.6: Velocidade de sedimentação em função da razão F/M para ciclos de 24 horas..... | 56 |
| Figura 4.7: Registo fotográfico da estrutura/morfologia do floco no reactor $X_{1,5}$ para a razão F/M de $0,26 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ em ciclos de 24 horas. | 57 |
| Figura 4.8: Registo fotográfico da estrutura/morfologia do floco no reactor $X_{2,5}$ para a razão a) F/M de $1,16 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ em ciclos de 24 horas b) F/M de $0,2 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ em ciclos de 24 horas. | 57 |
| Figura 4.9: Registo fotográfico da estrutura/morfologia do floco no reactor $X_{3,5}$ para a razão a) F/M de $0,83 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ em ciclos de 24 horas b) F/M de $0,91 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ em ciclos de 24 horas. | 58 |

| | |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 4.10: Percentagem de remoção de CQO em função da carga volúmica aplicada para ciclos de 12 horas. | 60 |
| Figura 4.11: Percentagem de remoção de CQO em função da razão F/M para ciclos de 12 horas. | 60 |
| Figura 4.12: Carga volúmica removida em função da carga volúmica aplicada para ciclos de 12 horas. | 61 |
| Figura 4.13: CQO solúvel do efluente tratado em função da carga volúmica aplicada para ciclos de 12 horas. | 62 |
| Figura 4.14: CQO total do efluente tratado em função da carga volúmica aplicada para ciclos de 12 horas. | 62 |
| Figura 4.15: SST do efluente tratado em função da carga volúmica aplicada para ciclos de 12 horas. | 63 |
| Figura 4.16: Concentração de azoto no efluente tratado em função da carga volúmica aplicada para ciclos de 12 horas. | 64 |
| Figura 4.17: Concentração de fósforo no efluente tratado em função da carga volúmica aplicada para ciclos de 12 horas. | 65 |
| Figura 4.18: SVI do licor de mistura em função da razão F/M para ciclos de 12 horas. | 66 |
| Figura 4.19: Velocidade de sedimentação em função da razão F/M para ciclos de 12 horas. | 66 |
| Figura 4.20: Registo fotográfico da estrutura/morfologia do floco no reactor $X_{1,5}$ para a razão: a) F/M de 0,62 kg CQO.kg SSV ⁻¹ .d ⁻¹ em ciclos de 12 horas; b) F/M de 1,03 kg CQO.kg SSV ⁻¹ .d ⁻¹ em ciclos de 12 horas. | 67 |
| Figura 4.21: Registo fotográfico da estrutura/morfologia do floco no reactor $X_{2,5}$ para a razão: a) F/M de 0,2 kg CQO.kg SSV ⁻¹ .d ⁻¹ em ciclos de 12 horas; b) F/M de 0,64 kg CQO.kg SSV ⁻¹ .d ⁻¹ em ciclos de 12 horas. | 68 |
| Figura 4.22: Registo fotográfico da estrutura/morfologia do floco no reactor $X_{3,5}$ para a razão F/M de 0,14 kg CQO.kg SSV ⁻¹ .d ⁻¹ em ciclos de 12 horas. | 68 |
| Figura 4.23: Gráfico comparativo da eficiência de remoção de CQO para C_v iguais em cada reactor, antes e depois de se verificarem problemas de desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos. | 71 |
| Figura 4.24: Gráfico comparativo do SVI do licor mistura para C_v iguais em cada reactor, antes e depois de se verificarem problemas de desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos. | 72 |
| Figura 4.25: Influência da carga aplicada por ciclo para o reactor $X_{1,5}$ a operar em ciclos de 12 e 24 horas na: a) eficiência de remoção de CQO; b) concentração de CQO solúvel no efluente tratado. | 73 |

| | |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 4.26: Influência da carga aplicada por ciclo para o reactor $X_{2,5}$ a operar em ciclos de 12 e 24 horas na: a) eficiência de remoção de CQO; b) concentração de CQO solúvel no efluente tratado. | 74 |
| Figura 4.27: Influência da carga aplicada por ciclo para o reactor $X_{3,5}$ a operar em ciclos de 12 e 24 horas na: a) eficiência de remoção de CQO; b) concentração de CQO solúvel no efluente tratado. | 75 |
| Figura 4.28: Influência da carga diária aplicada no reactor $X_{1,5}$ a operar em ciclos de 12 e 24 horas na: a) eficiência de remoção de CQO; b) concentração de CQO solúvel no efluente tratado; c) Influência da razão F/M no valor do SVI do licor de mistura..... | 77 |
| Figura 4.29: Influência da carga diária aplicada no reactor $X_{2,5}$ a operar em ciclos de 12 e 24 horas na: a) eficiência de remoção de CQO; b) concentração de CQO solúvel no efluente tratado; c) Influência da razão F/M no valor do SVI do licor de mistura..... | 79 |
| Figura 4.30: Influência da carga diária aplicada no reactor $X_{3,5}$ a operar em ciclos de 12 e 24 horas na: a) eficiência de remoção de CQO; b) concentração de CQO solúvel no efluente tratado; c) Influência da razão F/M no valor do SVI do licor de mistura..... | 80 |

Índice de tabelas

| | |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Tabela 1.1: Descrição dos períodos de geração de efluentes vínicos numa adega. (Chapman <i>et al.</i> , 2001)..... | 10 |
| Tabela 1.2: Compilação de vários autores relativo à variação dos principais parâmetros em época baixa e alta (Adaptado de Pirra A., 2005 e Louro M. 2007)..... | 16 |
| Tabela 1.3: Média do CBO ₅ /CQOt e rácio dos nutrientes por fase da produção (Fernández <i>et al.</i> , 2007)..... | 16 |
| Tabela 1.4: Resultados médios da análise do indicador de contaminação fecal (em UFC/ml) em diferentes sistemas de tratamento (Jourjon <i>et al.</i> , 2005)..... | 17 |
| Tabela 2.1: Problemas, causas e efeitos na sedimentabilidade das lamas activadas relacionados com os microrganismos presentes (Jenkins <i>et al.</i> , 2003). | 33 |
| Tabela 3.1: Parâmetros físicos do reactor..... | 40 |
| Tabela 3.2: Operações ensaiadas nos reactores. | 41 |
| Tabela 3.3: Caracterização do efluente vínic..... | 42 |
| Tabela 3.4: Volume de efluente e quantidade de nutrientes adicionados em cada alimentação..... | 43 |
| Tabela 3.5: Caracterização da abundância de organismos filamentosos na biomassa..... | 44 |

Capítulo 1 Introdução

1. Introdução

1.1 História do vinho em Portugal

A vinificação existe muito antes do aparecimento do homem na terra. Esta não foi inventada pelo Homem, mas antes descoberta, desenvolvida e refinada ao longo dos tempos e ao longo do próprio desenvolvimento da Humanidade (Gump B. H. 1993).

Desde cedo que a vinificação ocupa um lugar de destaque na economia Portuguesa. Já em 2000 a.C. crê-se que os tartessos cultivaram pela primeira vez a vinha na Península Ibérica e que o vinho produzido era utilizado como moeda de troca no comércio de metais. Muitos foram os povos, desde Fenícios, Gregos, Celtas, que passaram então pela Península Ibérica e que introduziram novos conhecimentos na plantação da vinha e na elaboração do vinho (IVV, 1999).

Em 15 a.C. após a longa luta de dois séculos com os Romanos, estes conquistam a totalidade da Península Ibérica e os Lusitanos subjugam-se. A romanização da Península e a necessidade de se enviar frequentemente vinho para Roma, onde o consumo aumentava e a produção própria não satisfazia a procura, contribuíram para a modernização da cultura da vinha, com a introdução de novas variedades e com o aperfeiçoamento de certas técnicas de cultivo, designadamente a poda (IVV, 1999).

Com a invasão da Península pelos rabes (séc. VIII a XII), e apesar destes não poderem ingerir bebidas fermentadas por proibição do Corão, entre as quais o vinho, não houve uma proibição no consumo e produção de vinho para os cristãos, pois a agricultura era para os muçulmanos um factor bastante importante na sua economia (IVV, 1999).

Desde a fundação do condado Portucalense em 1143 e até  expulsão por completo dos muçulmanos em 1249, as vinhas começaram a desenvolver-se cada vez mais, e onde o poder régio doou várias terras onde o cultivo da vinha era obrigatório (IVV, 1999). Esta cultura estendeu-se na época medieval até ao século XX, onde as entidades senhoriais tiveram uma acção persistente sobre os colonos para manter uma cultura alargada da vinha e em alargar a extensão dos vinhedos, conquistando terrenos incultos (Serrão J. 1971).

No século XIV a exportação de vinhos representou a maior cifra da exportação nacional e, mesmo com a deterioração da agricultura portuguesa entre os séculos XIV e XVII, a produção de vinho não conheceu variação sensível, dada a relativa abundância deste produto (Serrão J. 1971).

Foi em 1756, pelas mãos do Marquês de Pombal (1699-1782) então ministro do Reino, que com o objectivo de disciplinar a produção e o comércio dos vinhos, foi criada a Companhia Geral da Agricultura das Vinhas e do Vinho e se procedeu à demarcação e regulamentação da primeira região vitícola no mundo: a Região Demarcada do Douro. Esta medida teve como objectivo, garantir ao consumidor a qualidade e genuidade dos vinhos e defender os produtores que se submetiam às exigentes regras de produção, sendo este um princípio e uma prática que não só se mantém nos dias de hoje, como continua em expansão (IVV, 1999). Em 1777, com a queda de Marquês de Pombal, D. Maria I (1734-1816) retira alguns privilégios à companhia, nomeadamente a exclusividade do mercado no Brasil. Em 1852 já no reinado de D. Pedro II (1825-1891) a companhia foi substituída pela Comissão Reguladora da Agricultura e Comércio dos Vinhos do Alto Douro (Salvador A. 2003).

Nos finais do século XVIII os vinhos exportados representavam cerca de 60% do valor das exportações portuguesas e nas primeiras décadas do século XX representavam 30% (Martins C. A. 1990).

Em 1933, de forma a moldar o funcionamento do sector vitivinícola, são lançadas por Oliveira Salazar (1889-1970) as bases legais do corporativismo, culminando com a criação da Junta Nacional do Vinho (JNV) em 1937. Em 1986, mais de 50 anos depois, com a adesão de Portugal à Comunidade Económica Europeia, foi extinta a JNV dando lugar ao actual Instituto do Vinho e da Vinha (IVV) (Salvador A. 2003).

A entrada em vigor do Regulamento Europeu (CE) nº1493/1999 visou a organização comum do mercado vitivinícola e compreende as regras relativas ao potencial de produção vitícola, aos mecanismos de mercado, aos agrupamentos de produtores e às organizações interprofissionais, às práticas e tratamentos enológicos, à designação, denominação, apresentação e protecção dos produtos, aos vinhos de qualidade produzidos em regiões determinadas (vqprd) e ao comércio com países terceiros.

Hoje em dia o vinho representa 5% do nosso comércio externo, tendo atingido um valor constante e de significativo valor na balança comercial (Martins C. A. 1990).

1.2 Caracterização socioeconómica do sector

A organização mundial do Vinho e da Vinha (OIV) estimou a produção de vinho entre 260 e 280 milhões de hectolitros (1999/2000) e a Organização da Agricultura e Alimentos (FAO) das Nações Unidas (UN) estimou a produção de vinho em 27,1 milhões de toneladas (Figura 1.1). A produção mundial de uvas é de 61,8 milhões de toneladas (2002), em que 65% destas se destinam à produção de vinho. A União Europeia (EU) produziu 170 milhões hl de vinho, sensivelmente 60% da produção mundial, colocando o continente europeu num lugar de destaque, quer na produção quer no consumo. No enquadramento mundial, Portugal é o 10º maior produtor mundial, o 12º maior consumidor mundial e o 7º maior exportador mundial de vinho em termos absolutos.

O vinho contribui com 4,5 mil milhões de euros de receitas (14 milhões hl) nas exportações da União Europeia, representando 34% do mercado das bebidas e 0,4% do total das receitas das exportações da EU. As importações de vinho, apesar de em volume se aproximarem das exportações (12 milhões hl), são de apenas 2,5 mil milhões de euros, criando um *superavit* de 2 mil milhões de euros.

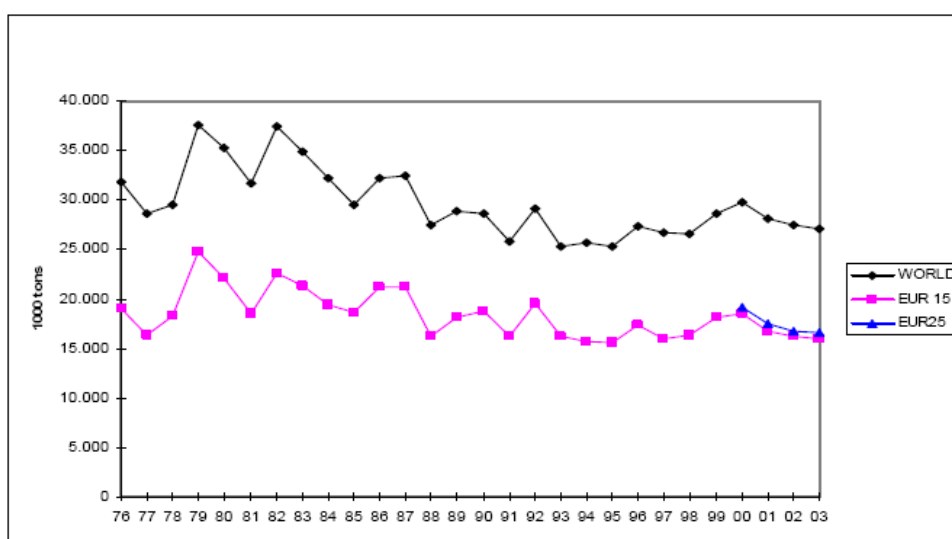


Figura 1.1: Evolução da produção de vinho no mundo, na EU-15 e EU-25 entre 1976 e 2003.

Fonte: FAO

A área plantada de vinha na EU é de 3,2 milhões de hectares (2000) que corresponde a 2% da superfície agrícola útil (SAU), mas em valor bruto corresponde a aproximadamente 5,3% da área total da agricultura (2004). Este é um valor muito aproximado da produção de trigo (6,7%) e mais do dobro do valor da produção de azeite (2,2%) e de açúcar (1,7%). Em termos absolutos, em 2004 o vinho e mosto totalizaram uma produção de 17 mil milhões de euros. Portugal apresenta, em relação à área plantada de vinha, o valor de 6,5% da superfície agrícola útil (SAU) e um valor de 2,8%, relativamente à área total do território, sendo líder mundial em relação a estes dois parâmetros.

Através da análise do gráfico da figura 1.2 podemos verificar que a produção de vinho na Europa-15 apresentou uma tendência negativa num período inicial, com uma taxa de decaimento de 1,2% entre 1976-1996. A partir de 1997 e até 2004, verificou-se um crescimento do sector. A área de cultivo cresceu a uma média de 1,1% ao ano e a produção cresceu 0,5% ao ano, tendo sido fortemente penalizada em dois anos consecutivos (2002 e 2003) de má colheita provocada por más condições climáticas. Também aqui podemos verificar que os “vinhos de mesa”, que representam mais de metade da produção, têm vindo a decair a favor da produção de “vinhos de qualidade” que representam actualmente 40% do sector (2004).

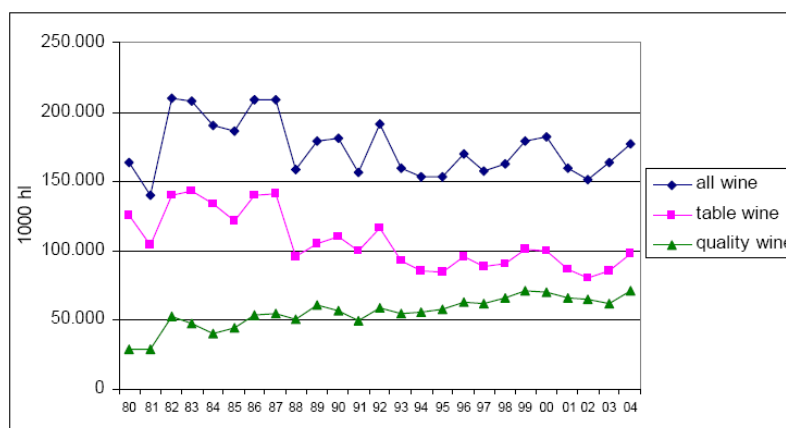


Figura 1.2: Evolução da produção total de vinho, de vinho de mesa e de vinho de qualidade na EU-15, em milhares de hl.

Fonte: DG AGRI

A produtividade do sector, calculada através da divisão da média da produção pela média de área de vinha cultivada (1999 – 2004), é de 48hl/ha. Portugal é o país com pior produtividade apresentando uma média de 28hl/ha, contrastando com os 140 hl/ha do Luxemburgo. Estas diferenças podem ainda ser mais acentuadas, dependendo do clima verificado em cada ano. Em 1992 o Luxemburgo apresentou uma produção de 200hl/ha e Portugal apresentou uma produtividade de 14 hl/ha em 1998. A produtividade nos países Mediterrânicos é penalizada porque geralmente as vinhas são cultivadas em socalcos e por isso de cultivo mecânico difícil, ou porque os solos apresentam uma fertilidade baixa. A limitação de água é também um factor fortemente penalizante.

Segundo o Ministério do Desenvolvimento Rural e das Pescas (MADRP) (2007), quanto à estrutura fundiária, constata-se grandes disparidades entre regiões, sendo a área média por parcela de 0,17ha/exploração no Minho e de 1,45ha/exploração no Alentejo, para uma média nacional de 0,8ha/exploração, o que contrasta fortemente com a média Europeia de 1,8ha/exploração e os 5,4ha/exploração da França (EU, 2006). Este é também um factor limitativo à rentabilização das explorações vitícolas, estando interligado com a pequena dimensão e o elevado número de parcelas por exploração.

O consumo de vinho em 2003 na EU-15 cifrou-se nos 130 milhões de hectolitros, para um rácio de 33l/capita/ano. Entre os anos de 1983 e 2003 houve um declínio de cerca de 10% no consumo, em que a tendência de aumento dos consumos nos países nórdicos não foi suficiente para absorver a tendência de declínio dos consumos nos países produtores. Esta tendência decrescente é o resultado da mudança de estilos de vida e de hábitos de alimentação da população, com uma percepção subjacente de que o consumo excessivo de álcool é prejudicial à saúde, apesar do consumo moderado de vinho ser benéfico. Esta mudança prende-se ainda com o aumento do consumo dos “vinhos de qualidade”. Nas últimas épocas, Portugal diminuiu o consumo anual de vinho de cerca de 100l/capita para 47,9l/capita (2000-2004), sendo actualmente o 4º maior consumidor *per capita* da EU-25.

No que respeita à política fiscal, o vinho está sujeito a impostos indirectos e a IVA. Os valores variam entre os Estados Membros, e em relação ao IVA vai de 12% (Portugal e Luxemburgo) até 25% na Dinamarca e Hungria. Os impostos indirectos vão de 0€ a 273€/hl para vinhos sem gás e nos vinhos gaseificados de 0€ a 546€/hl. Em Portugal, quer

no IVA quer nos impostos indirectos a taxa é sempre a mínima relativamente ao conjunto dos Estados Membros. A vinicultura contribui com 14% do total da produção agrícola nacional, contribuindo com 1.000 milhões de euros/ano a preços base do produtor (2002-2004) (MADRP, 2007). O valor acrescentado bruto no produtor foi de 500 milhões de euros em 2004.

Nas explorações agrícolas os produtores singulares prevalecem, representando 90% do total e os restantes apenas 10%. Os viticultores Portugueses apresentam um tecido produtivo bastante envelhecido, em que cerca de 1/3 tem mais de 65 anos, apenas 4% tem menos de 35 anos e a prevalência aponta para produtores com mais de 50 anos. Os produtores que vivem principalmente ou exclusivamente da vinha representam 41,4% da área, já os produtores cujo agregado depende em primeiro lugar de outras fontes representam 46,2% da área. De destacar aqui que os últimos têm como principal fonte de rendimentos externos as reformas, representando 18,4% da área de vinha. Em termos de emprego o sector vinícola em Portugal representa 18% do total dos trabalhadores da UE neste sector, sendo em termos absolutos 227.000 trabalhadores.

A instrução dos viticultores é muito baixa, em que 85% não vai além do ensino básico, 5% tem o ensino secundário, e o ensino superior representa o dobro dos trabalhadores com o ensino secundário.

Os impactos no ambiente desta actividade são conjuntamente positivos e negativos. Nos positivos destacam-se:

- a integração da vinha permanentemente na paisagem em muitas áreas rurais;
- limita a erosão dos solos e estabiliza taludes;
- promovem a protecção contra o fogo.

Os negativos são:

- a mecanização não é boa para os solos;
- práticas de agricultura não sustentáveis;

- uso excessivo de pesticidas;
- uso excessivo de fertilizantes;
- gestão incorrecta de subprodutos e de lixos;
- Emissão de gases com efeito de estufa.

1.3 Vinificação e fontes de poluição

A vinificação é o processo de transformação das uvas em vinho. Na União Europeia o vinho é legalmente definido como o produto obtido exclusivamente por fermentação parcial ou total de uvas frescas, inteiras ou esmagadas ou de mostos (Regulamento (CE) n  1493/1999).

A quantidade e qualidade de efluentes vínicos de uma adega dependem do tipo de vinho produzido, do processo usado na sua produção, bem como do volume dos tanques usados (Vlyssides *et al.* 2005).

Chapman *et al.* (2001) classificou os efluentes vínicos consoante o período em que são produzidos, pois estes, devido à sazonalidade das operações que estão envoltas na produção do vinho têm características e caudais distintos. Sendo assim, foram considerados seis períodos temporais associados à produção do vinho, descritos a seguir na tabela 1.1.

Tabela 1.1: Descrição dos períodos de geração de efluentes vínicos numa adega.

| Período | Descrição dos efluentes |
|------------------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Pr -colheita | Engarraamento e lavagem de tanques com vista   preparação da colheita. |
| Colheita inicial | As operações de colheita são dominadas pela produção de vinho branco; a geração de efluentes atinge rapidamente 40% do caudal máximo semanal. |
| Pico da colheita | As operações são dominadas inteiramente pela colheita; a geração de efluentes atinge o máximo. |
| Colheita final | A geração de efluentes decresce para 40% do máximo semanal; a colheita destina-se   produção de vinho tinto; processos de destilação podem coincidir com esta época. |
| Pós-colheita | As operações de pr -fermentação acabaram; os efeitos da lavagem cáustica atingem o máximo e a qualidade dos efluentes é bastante pobre. |
| Sem colheita | Geração de efluentes atinge o mínimo representando menos de 30% da época da colheita; a qualidade dos efluentes é dependente das actividades do dia-a-dia. |

Fonte: Chapman *et al.* (2001).

Os vinicultores tendem a “personalizar” a tecnologia utilizada na vinificação, contribuindo para a especificidade do seu produto, mantendo-se no entanto as operações básicas unitárias utilizadas na maioria das adegas (Pirra A. 2005). Assim sendo, na Figura 1.3 apresenta-se um diagrama de obtenção do vinho, bem como da geração de efluentes e subprodutos (engaço e borras).

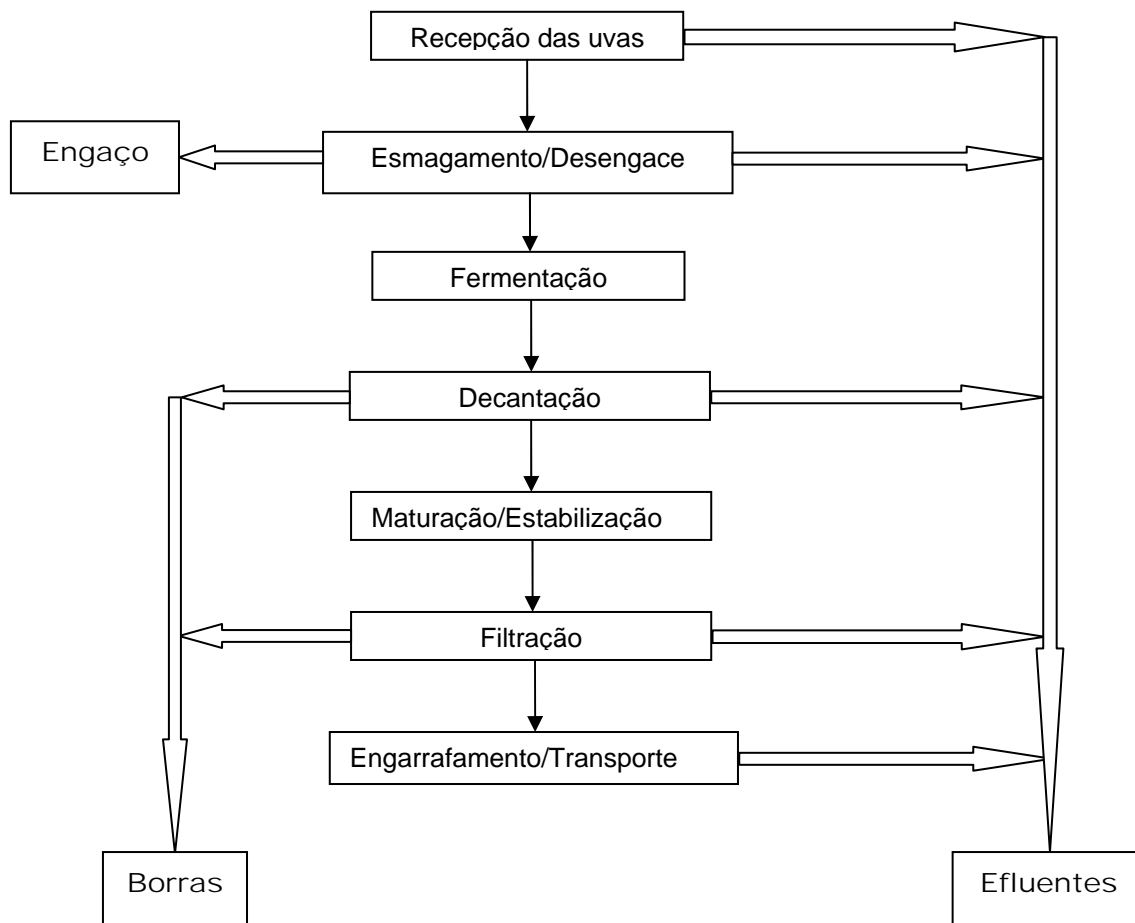


Figura 1.3: Diagrama de obtenção do vinho e geração de efluentes e subprodutos.
Fonte: Adaptado de Pirra (2005) e Vlyssides *et al.* (2005).

a) Recepção das uvas

As uvas são recebidas no tégão de recepção ou directamente no esmagador-desengaçador. Esta actividade dura cerca de 3 semanas (Pirra 2005). Os efluentes provenientes desta actividade vêm da lavagem de material mecânico e do chão (Vlyssides *et al.* 2005).

b) Esmagamento/Desengace

O esmagamento é empregue para provocar a ruptura da película e libertar o sumo da uva, sem no entanto originar o esmagamento da grainha. É este princípio do contacto entre o sumo, pele, polpa e grainha que vai influenciar o grau de extracção dos componentes das uvas (Pirra 2005, Boulton *et al.* 1996).

O desengace é a retirada da parte herbácea do cacho. Esta técnica é utilizada com vista   diminuição do volume das massas, mas principalmente para melhorar a qualidade do vinho, diminuindo a taxa de taninos herbáceos, aumento da intensidade corante, da acidez e do grau alcoólico, diminuição de aromas grosseiros e herbáceos e diminuir o potencial da contaminação microbiológica e odor (Pirra 2005, Boulton *et al.* 1996).

O engaço deve ser tratado como resíduo sólido e os efluentes prov m da lavagem da maquinaria, da sala de produção e dos tanques de fermentação, bem como da perda de engaço relacionada com a sua passagem aos tanques de fermentação (Vlyssides *et al.* 2005).

Segundo Vlyssides *et al.* (2005), o mosto produzido é de 0,8 l mosto.Kg de uvas⁻¹.

c) Fermentação

A fermentação alcoólica é a conversão dos principais a   ares, glucose e frutose, das uvas em etanol e dióxido de carbono. Este é um processo biológico que se d  através de leveduras de diversos g neros (Boulton *et al.* 1996).

Neste estágio não existe produção de efluentes. A fermentação prolonga-se por um período de 15 dias desde que o tanque de fermentação é preenchido com 80% do seu volume (Vlyssides *et al.* 2005).

d) Decantação

A decantação d -se a seguir   fermentação e dura 2 ou 5 dias, respectivamente para vinho tinto ou branco. Durante a decantação o sobrenadante é separado das borras e   bombeado para tanques que são cheios a 100% para a seguir se proceder à estabilização (Boulton *et al.* 1996).

As borras decantadas podem representar 5 a 20% do volume da cuba (Vlyssides *et al.* 2005, Pirra 2005) e normalmente são reaproveitadas para produção de  lcool.

Os efluentes são originados da lavagem dos tanques de decantação, da pr -lavagem dos tanques de estabilização, da bomba de decantação, da lavagem sala de produção e das perdas do vinho decantado (Vlyssides *et al.* 2005).

e) Maturação/Estabilização

A estabilização dos vinhos consiste na precipitação de sais de tartarato, bitartarato de potássio e tartarato de cálcio que no vinho engarrafado continuam a ser a maior fonte de instabilidade física, e como tal deve ser prevenida de forma a não serem formados depósitos na garrafa (Boulton *et al.* 1996).

Neste estágio não existe produção de efluentes.

f) Filtração

A filtração é efectuada normalmente em filtros de membrana antes do engarrafamento e serve para melhorar a qualidade do vinho (Boulton *et al.* 1996). Esta acção é normalmente efectuada em princípios de Dezembro (Vlyssides *et al.* 2005).

A produção de efluentes nesta fase vem da lavagem dos tanques, da pré-lavagem dos tanques de armazenamento, da lavagem dos filtros, da bomba de decantação, e da lavagem da sala de produção bem como de possíveis perdas de vinho durante o processo.

A produção de resíduos sólidos provém das borras filtradas e, no caso de serem usadas terras de diatomácias, estas seguem normalmente para co-compostagem e podem servir como fertilizantes (Vlyssides *et al.* 2005).

g) Engarrafamento/Transporte

O vinho pode ser comercializado engarrafado ou a granel. O engarrafamento tem normalmente a duração de um semestre, com início em finais de Janeiro.

Os efluentes gerados neste processo são da lavagem da sala de engarrafamento, das máquinas de engarrafamento e lavagem de cubas (Vlyssides *et al.* 2005).

Assim, verificamos que a produção de efluentes é uma actividade sazonal com diferentes caudais consoante a actividade que esteja envolvida. Os efluentes são maioritariamente provenientes das águas de lavagem dos equipamentos utilizados nos processos, das instalações e ainda das águas de arrefecimento e normalmente não são perigosos ou tóxicos (Duarte E. *et al.* 1997).

Como foi referido anteriormente, o volume e qualidade dos efluentes está directamente relacionado com diversos factores, como a dimensão da adega, o tipo de vinho produzido, entre outros. Jourjon *et al.* (1998) considera que o volume de efluentes é sensivelmente equivalente ao consumo de água da adega, e assim sendo, podemos obter facilmente a quantidade de efluentes gerados através da instalação de contadores de água.

Estudos realizados por Torrijos *et al.* (2004) numa adega Francesa que produzia maioritariamente vinho *tinto*, mas também *branco* e *rosé*, foi calculado um rácio de 1,09 litros de efluente por litro de vinho produzido. Brito *et al.* (2005), numa adega Portuguesa de *Vinho Verde* obteve um rácio de 9,25 litros de efluente por litro de vinho produzido, evidenciando bem a diferença que pode existir entre adegas, tipo de vinho produzido e/ou métodos utilizados.

Na Região Demarcada do Douro foram estudados os consumos de água em três adegas de dimensões distintas, que permitiram concluir acerca da relação entre a sazonalidade da produção de vinho e a quantidade de efluente gerado e ainda concluir que as adegas mais pequenas geram maior quantidade de efluente por litro de vinho produzido do que as adegas maiores (Pirra A. 2005).

Através da análise da figura 1.4, verificamos que existem 3 picos principais, coincidindo os dois primeiros com a colheita, nos meses de Agosto e Setembro e o terceiro em Dezembro com a filtração, sendo estas as principais fontes de produção de efluentes de uma adega, representando mais de 70% do total de efluentes gerados.

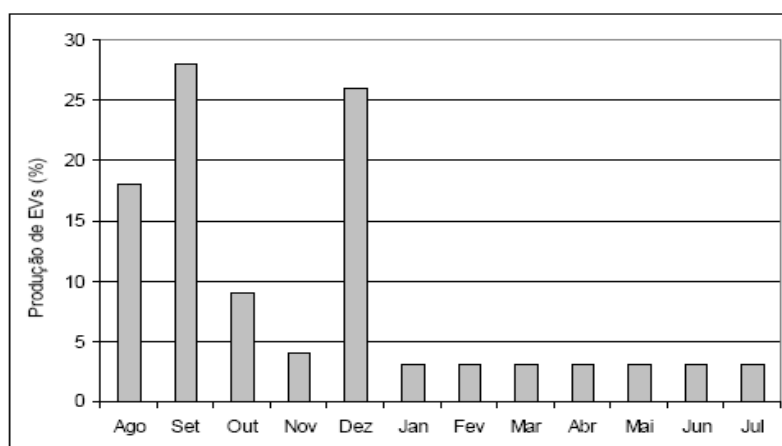


Figura 1.4: Distribuição de produção de efluentes numa adega ao longo do ano.

Fonte: Vlyssides *et al.* (2005).

1.4 Caracterização dos efluentes vínicos

Os processos de produção de efluentes vínicos são reconhecidos pela sua significativa variabilidade, tanto em caudal como em carga orgânica, nutrientes e concentração em sólidos dissolvidos (Dombeck & Tleimat 2007).

Os efluentes vínicos provêm da utilização de água em diferentes passos do processo de vinificação e contêm restos de polpa das uvas, pele e sementes e diferentes compostos usados na filtração, precipitação e processos de limpeza (Bustamante *et al.* 2005). Estes efluentes são altamente solúveis, robustos, baixa capacidade tampão e baixa concentração em azoto. Os principais componentes são o etanol, ácido tartárico, hidratos de carbono e ácidos orgânicos (Batstone & Steyer 2007). Todas estas substâncias têm uma forte carga poluente medida pela Carência Química de Oxigénio (CQO), apresentando uma razão Carência Bioquímica de Oxigénio (CBO_5)/CQO com valores compreendidos entre 0,5 e 0,7, deixando antever a possibilidade de aplicação de tratamentos biológicos na gestão dos efluentes vínicos (Maugenet 1978, Chapman e Sefton 1994, Rochard e Viaud 2000 e Jourjon *et al.* 2001 citados por Pirra 2005).

A concentração em matéria orgânica também varia bastante ao longo do período vinícola, podendo apresentar um CQO entre 2 e 30 g $\text{O}_2\cdot\text{l}^{-1}$. A maneira mais prática de caracterizar a carga poluente é através da determinação do CQO, por este ser mais rápido e fiável que o CBO_5 . O pH dos efluentes vínicos é ácido na maioria do tempo (pH entre 4 e 6), enquanto os efluentes provenientes de lavagens e destartarização apresentam um carácter alcalino com o pH a variar entre 5 e 11. Os SST podem variar entre 0,1 e 15 g $\text{SST}\cdot\text{l}^{-1}$ e apresentam uma carga poluente de 1,272 g CQO.g SST^{-1} . O azoto (N) e fósforo (P) apresentam concentrações máximas de 200 mg $\text{Nt}\cdot\text{l}^{-1}$ e 30 mg $\text{P}\cdot\text{l}^{-1}$, respectivamente (Maugenet 1978, Racault *et al.* 2002, Pirra A. 2005, Louro M. 2007)

Devido à sazonalidade da geração dos efluentes vínicos, discutida no ponto anterior, podem-se considerar duas épocas distintas quanto à qualidade e quantidade dos efluentes vínicos: a época alta, entre Setembro e finais de Novembro, referente à vindima e primeiras trasfegas; e a época baixa no resto do ano, que compreende os efluentes provenientes do engarrafamento e armazenamento (Louro M. 2007).

Na tabela 1.2 apresenta-se um quadro com a compilação de vários autores relativo   variação dos principais parâmetros que caracterizam os efluentes vínicos em adegas de diferentes países.

Tabela 1.2: Compilação de vários autores relativo   variação dos principais parâmetros em época baixa e alta.

| Parâmetro |  poca Baixa |  poca Alta |
|-------------------------------------------------------|---------------|----------------|
| CBO ₅ (mgO ₂ .l ⁻¹) | 500 – 2.000 | 4.500 – 15.000 |
| CQO (mgO ₂ .l ⁻¹) | 1.000 – 5.000 | 2.000 – 30.000 |
| CBO ₅ /CQO | 0,5 – 0,6 | 0,6 – 0,7 |
| SST (mg.l ⁻¹) | 100 – 2.000 | 500 – 15.000 |
| Nt (mg.l ⁻¹) | 5 – 150 | 20 – 200 |
| P (mg.l ⁻¹) | 1 – 15 | 1 – 30 |
| pH | 5 – 11 | 4 – 6 |

Fonte: Adaptado de Pirra A. (2005) e Louro M. (2007).

Estudos levados a cabo por Fernández B. *et al.* (2007) na adegas “Rias Baixas” produtora de vinho branco, concluíram sobre a caracterização dos efluentes vínicos de acordo com a fase de produção. No quadro seguinte (Tabela 1.3) apresentam-se os valores obtidos pelo autor.

Tabela 1.3: Média do CBO₅/CQOt e rácio dos nutrientes por fase da produção.

| Fase | CBO ₅ /CQOt (g/g) | CQOt/TKN/P |
|---------------|------------------------------|------------|
| Colheita | 0,52 – 0,93 | - |
| Vinificação | 0,44 – 0,68 | 100/7/0,01 |
| Estabilização | 0,40 – 0,81 | 100/9/0 |
| Engarraamento | 0,43 – 0,81 | 100/1/0 |

Fonte: Fernández *et al.* (2007).

A presença de microrganismos foi também estudada por Jourjon *et al.* (2005) com efluentes vínicos provenientes de diferentes sistemas de tratamento. No quadro da tabela 1.4 apresentam-se os valores dos indicadores de contaminação fecal obtidos nos 4 sistemas monitorizados.

Tabela 1.4: Resultados médios da análise do indicador de contaminação fecal (em UFC/ml) em diferentes sistemas de tratamento

| Tratamento | <i>E. coli</i> | <i>Enterococci</i> | <i>SRB spores</i> |
|--------------------|-----------------------|---------------------------|--------------------------|
| Ventilated storage | 2,97 | 44,45 | 3328,64 |
| Cascade LS | 12,87 | 13,89 | 247,73 |
| Lagoon | 8,67 | 17,06 | 2533,33 |
| CP8 cascade | 57 | 51,67 | 898 |

Fonte: Jourjon *et al.* (2005)

O autor concluiu que o nível de “poluição microbiológica” é independente do tipo de sistema e que o tipo de flora está interligado com a altura do ano, e por isso com as actividades da adega, e que os resultados obtidos são idênticos ao de uma lagoa natural, apresentando assim baixo risco de contaminação por coliformes fecais.

1.5 Poluição pelos efluentes vínicos

A poluição pode ser considerada a libertação de elementos, radiações, vibrações, ruídos e substâncias ou agentes contaminantes no ambiente, prejudicando os ecossistemas biológicos ou os seres humanos.

A qualidade da água pode ser alterada pelas seguintes fontes de poluição: matéria orgânica, nutrientes, compostos orgânicos, hidrocarbonetos, metais pesados e microrganismos patogénicos entre outros. Os efluentes vínicos rejeitam num curto período de tempo uma grande quantidade de matéria orgânica que, quando lançados no meio receptor sem tratamento, pode conduzir a uma asfixia do meio hídrico. Com efeito, os microrganismos depuradores presentes nos meios receptores consomem o oxigénio existente na água, o que nos casos mais graves pode levar à mortalidade piscícola (Institute Français de la Vigne e du Vin (ITV) 2004).

Como referido no ponto anterior, os efluentes vínicos são ricos em carga orgânica, na maioria do tempo são ácidos e contêm diferentes microrganismos, essencialmente leveduras e bactérias. Por isso estão reunidos uma série de factores que levam a alterações no meio, podendo provocar alteração de pH, temperatura, limpidez e introdução de carga orgânica ou outros produtos nocivos ou tóxicos (Pirra 2005).

Moletta et Raynal (1992) referem que os impactos dos efluentes vínicos no meio natural devem-se substancialmente ao efeito da concentração orgânica e não tanto ao efeito tóxico. Já Desenne *et al.* (2003) acrescenta que o pico de produção da carga poluente coincide com o período final do Verão em que os rios e ribeiros apresentam caudais reduzidos, o que atenua o efeito de diluição do meio e agrava o impacto sobre o ambiente.

Capítulo 2 Tratamiento de efluentes vínicos

2. Tratamento de efluentes vínicos

2.1 Introdução

A escolha de um sistema de tratamento de efluentes vínicos representa geralmente um investimento elevado, estando ainda associado aos custos de funcionamento consequentes. Para cada situação existe um conjunto de possibilidades de escolha que devem ter em conta variados factores, não são técnicos mas também de índole ambiental, sociocultural e econmica (ITV, 2004). Na figura 2.1 apresenta-se um esquema com os diversos factores envolvidos na escolha de um sistema de tratamento de efluentes vínicos (EV's).

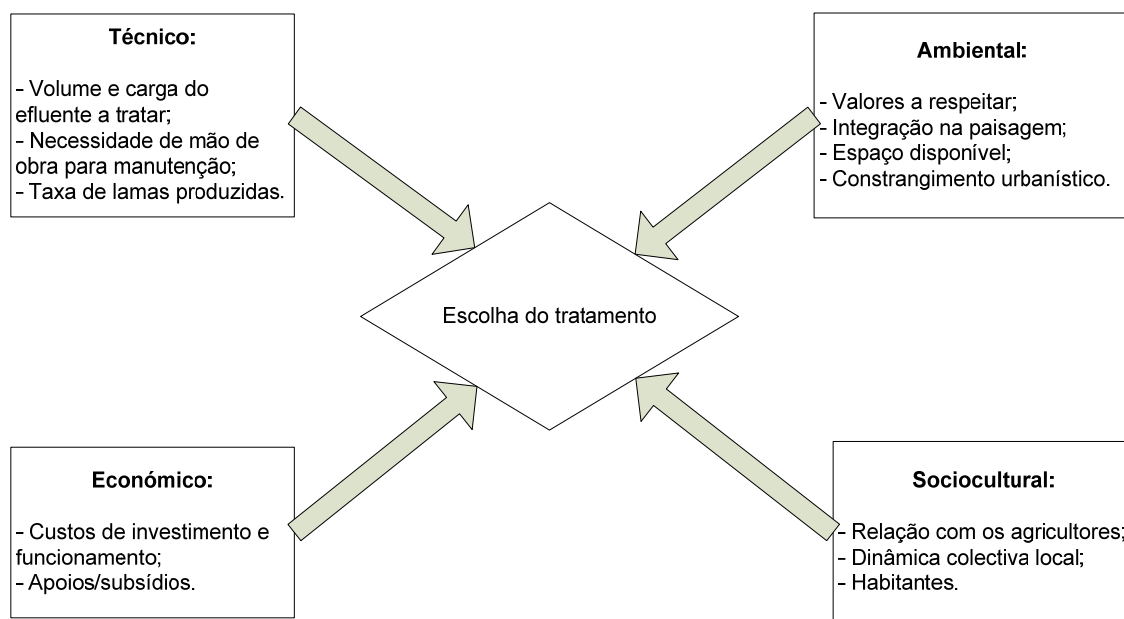


Figura 2.1: Diagrama dos factores envolvidos na escolha de um sistema de efluentes vínicos.

Fonte: (ITV, 2004).

Os principais processos de tratamento de efluentes podem ser divididos em processos físicos, processos químicos, processos biológicos aeróbios e processos biológicos anaeróbios, pelas suas características distintas. Além dos principais processos de tratamento de EV's podem-se incluir ainda o pré-tratamento e um tratamento complementar de acabamento.

O pré-tratamento ou tratamento preliminar consiste na separação física dos sólidos de maior dimensão que possam existir na corrente do efluente. A importância deste procedimento tem que ver com a protecção do equipamento mecânico das estações de tratamento, evitar colmatação e reduzir parcialmente a carga poluente a tratar, apesar de a grande melhoria do efeito visual não se reflectir numa redução elevada de CQO, atingindo apenas uma razão $CQO_{saída}/CQO_{inicial}$ próxima de 0,9 para uma decantação simples (Racault 1993). Este processo pode ser efectuado com recurso a tamisadores estticos ou dinâmicos que são escolhidos em função do caudal e grau de contaminação dos EV's com partículas sólidas, sendo que os segundos suportam cargas mais elevadas em elementos grosseiros (Pirra 2005).

Os tratamentos complementares de acabamento visam obter efluentes tratados com características compatíveis com os requisitos impostos pela legislação em vigor. Normalmente são usados sistemas aeróbios de arejamento prolongado, ou processos alternativos, como o filtro de saibro ou zonas húmidas construídas (Pirra 2005).

2.2 Processos físicos

Os processos de tratamento físicos consistem, de uma maneira muito simplista, na concentração/retenção da mteria orgânica em volumes de efluentes reduzidos.

Um dos processos utilizados é a evaporação, que é uma técnica ancestral de obtenção de sal nas marinas e que sofreu algumas alterações no sentido de se adaptar ao tratamento de EV's em função do clima (Pirra 2005). As principais vantagens deste processo são a inexistência de descarga no meio natural, insensibilidade às variações de carga e de volume, mínima produção de lamas e custo de investimento e funcionamento reduzidos (Moletta e Raynal 1992, Bondon 1994 e 1995 e Bories *et al.* 2004, citados por Pirra 2005). Podem-se considerar três técnicas principais de tratamento por evaporação, sendo elas a evaporação natural em bacias de baixa profundidade, evaporação forçada por aspersão em painéis alveolares e evaporação forçada ventilada mecanicamente (Jourjon *et al.* 2001). Estudos desenvolvidos por Bories *et al.* (2005) apontaram como principais desvantagens do processo de evaporação natural em lagoas, a geração de odores intensos

resultantes da produção de diferentes ácidos a partir do principal componente dos efluentes vínicos, o etanol.

Outro processo disponível é a evapo-concentração por condensação fraccionada (ECCF[®]) que foi estudado por Colin *et al.* (2005) numa estação piloto e que através de um tratamento completo de destilação fraccionada, seguido de concentração, permitiu a separação do efluente em água altamente purificada com taxas de remoção de CQO superiores a 99%, solução alcoólica usada como biodiesel e um subproduto concentrado aplicável na indústria agrícola. Os autores referem ainda que este método apresenta competitividade económica em comparação com os métodos biológicos convencionais devido à baixa utilização de energia, recuperação de compostos valiosos e não produção de lamas.

Outros processos físicos disponíveis são a microfiltração tangencial e osmose inversa.

2.3 Processos químicos

Os processos químicos em conjunto com várias operações físicas foram desenvolvidos para o tratamento e gestão de efluentes. Os principais processos químicos unitários utilizados no tratamento são a coagulação, precipitação, desinfecção, oxidação, processos de oxidação avançada, troca de iões, neutralização química e estabilização, cada um deles com aplicação específica (Metcalf & Eddy 2003).

Mosteo *et al.* (2007) utilizando um processo denominado por foto-Fenton assistido por luz solar aplicado como pré-tratamento a um sistema biológico de efluentes vínicos, obteve taxas de degradação de matéria orgânica de 80% e 55%, aplicando os métodos de foto-Fenton homogéneo e heterogéneo, respectivamente. As principais vantagens apontadas para o método heterogéneo foram o facto de não ser necessário o passo de precipitação, e apresentar uma degradação de matéria orgânica razoável. A utilização de luz solar, como fonte de radiação, apresenta um baixo custo económico e impacto ambiental mais baixo.

A oxidação fotocatalítica avançada foi estudada por Navarro *et al.* (2005) que utilizou o peroxido de hidrognio como agente oxidante, diversos catalisadores e radiação natural e artificial. Os melhores resultados foram obtidos utilizando um rácio de 2,5 ml H₂O₂:1 g TiO₂:1 efluente, atingindo percentagens de remoção de matéria orgânica de 58% e 52% para radiação artificial e natural, respectivamente.

Além destes processos químicos existem ainda a coagulação-floculação, ozonização e oxidantes fortes, como o permanganato de potássio.

2.4 Processos biológicos anaeróbios

As tecnologias de digestão anaeróbia, eram normalmente aplicadas ao tratamento de lamas e de efluentes com cargas orgânicas altamente concentradas, mas hoje em dia têm-se tornado comuns também ao tratamento de efluentes diluídos (Metcalf & Eddy 2003).

A digestão anaeróbia é a transformação da matéria orgânica através de um consórcio de microrganismos anaeróbios. Esta é basicamente efectuada em 3 passos: hidrólise; fermentação e metanognese. O primeiro passo – hidrólise –  a conversão de material particulado em compostos solúveis que podem ser hidrolisados em monmeros simples que são posteriormente usados por bactérias que promovem a fermentação. A fermentação, também conhecida como acidognese, consiste na degradação de aminoácidos, aares, e ácidos gordos, entre outros. Os principais produtos formados são o acetato, CO₂ e hidrognio que são os precursores da formação do metano. Porltimo, a metanognese consiste na transformação de hidrognio e CO₂ por metanognese hidrogenoflica e do ácido acético por metanognese acetoclástica em metano (Metcalf & Eddy 2003). As temperaturas a que esta ocorre, podem ser psicroflica (5 a 25 C), mesofílica (20 a 45 C) ou termofílica (50 a 70 C), sendo a temperatura mesofílica a mais utilizada no tratamento de efluentes industriais. O pH deve manter-se entre 6,5 e 8 e como os EV's regra geral são ácidos, pode ser necessária a correcção de pH, para que não haja excesso de produção e acumulação de produtos de conversão ácidos e básicos. A carga orgânica deve ser ajustada de acordo com a capacidade reacional dos microrganismos,

caso contrário, se houver uma sobrecarga do reactor, acumulam-se ácidos gordos voláteis, o pH vai decrescer e o processo vai falhar (Moletta 2005).

As vantagens dos processos anaeróbios são a baixa taxa de produção de lamas, e a geração de energia na forma de metano que é recuperada da conversão biológica dos substratos orgânicos e que pode ser convertida em vapor, electricidade, água quente (digestores de pequena capacidade) ou co-geração. Devido ao desequilíbrio CQO:N:P dos efluentes vínicos, o tratamento anaeróbio destaca-se também como vantajoso em relação  digestão aeróbia, por não precisar de adição de tanta quantidade de nutrientes (Metcalf & Eddy 2003, Moletta 2005).

Diversas técnicas têm-se vindo a desenvolver aplicadas ao tratamento de efluentes vínicos. Estas podem ser em 1 andar, onde todas as reacções biológicas se do num reactor ou em 2 andares, onde no primeiro reactor ocorre a acidognese e no segundo reactor ocorrem a acetognese e a metanização (Moletta 2003).

Os parâmetros utilizados para caracterização da digestão anaeróbia, normalmente, são a concentração de CQO  entrada e saída do reactor, carga orgânica aplicada, tempo de retenção hidráulico, produção de biogás, produção de metano e eficiência de remoção de CQO (Moletta 2005).

A carga orgânica aplicada depende do tipo de tecnologia utilizada e do tipo de efluente a tratar. A carga orgânica obtida por tecnologias de crescimento suspenso variam entre 1 e 5 kg CQO.m⁻³.d⁻¹. Com a tecnologia UASB (upflow anaerobic sludge blanket) a carga aplicada varia entre 5 e 20 kg CQO.m⁻³.d⁻¹ e variam entre 15 e 30 kg CQO.m⁻³.d⁻¹ para leito fluidizado. A eficiência de remoção de CQO normalmente  alta, variando entre os 65 e 95%. A produção de biogás varia entre os 400 e 600 litros por kg de CQO removido, apresentando este entre 60 e 80% de metano (Moletta 2005).

A principal contrapartida destes sistemas de tratamento é que apesar de se conseguirem altas eficiências de tratamento, estas podem não ser suficientes para conseguir obter um efluente com CQO de saída de acordo com a legislação em vigor, de modo que nesses casos são instalados sistemas aeróbios para complementar o tratamento (Moletta 2005).

De seguida apresenta-se um resumo da investigação recentemente desenvolvida na área do tratamento de efluentes vínicos.

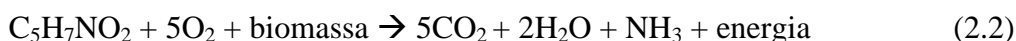
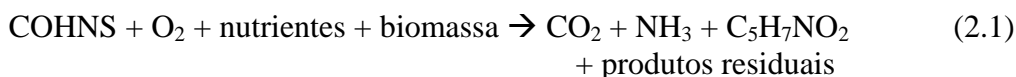
Numa instalação piloto de 1,1 m³, utilizando um reactor híbrido USBF, que combina as vantagens do reactor UASB com o reactor UAF (up flow anaerobic filter), Molina *et al.* (2007) obteve para uma média de carga volúmica aplicada de 12 kg CQO.m⁻³.d⁻¹ uma taxa de remoção de 96%. O biogás obtido apresenta boa qualidade com cerca de 70-74% de concentração em metano e taxa de produção de metano de 332 l.kg⁻¹ de CQO removido. As cargas volúmicas máximas atingidas foram de 20 kg CQO.m⁻³.d⁻¹ com um efluente tratado apresentando um CQO <1 g.l⁻¹ para um tempo de retenção hidráulico (TRH) de 20 horas.

O reactor AFBR (anaerobic fluidized bed reactor), estudado  escala laboratorial por Fernández *et al.* (2007) apresentou taxas de remoção de CQO de 55% para uma Carga volúmica aplicada de 4-5 kg CQO.m⁻³.d⁻¹, e um TRH de 11 horas.

A co-digestão anaeróbia, estudada por Rodriguez *et al.* (2007) demonstrou-se mais eficaz quando aos efluentes vínicos se adicionaram lamas activadas numa mistura de 50:50 em ensaios com misturas de 100:0 a 0:100 em termos de concentração. A maior taxa de remoção de CQO apresentada foi de 60%, bem como a maior taxa de produção de biogás foi atingida com a razão de mistura 50:50.

2.5 Processos biológicos aeróbios

A conversão da mteria orgânica (COHNS) levada a cabo por um consórcio de microrganismos aeróbios pode ser representada através das equações estequiométricas seguintes (Equações 2.1 e 2.2) (Metcalf & Eddy, 2003):



Através das equações anteriores podemos verificar que a matéria orgânica é oxidada por desidrogenação formando dióxido de carbono (CO_2). O hidrog nio libertado reage com o oxig nio formando moléculas de  gua. A oxidação é acompanhada por uma forte produção de energia armazenada sobre a forma molecular. A biomassa utiliza esta energia para se reproduzir, dando origem a nova biomassa ($\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$) e para metabolismo endógeno, formando CO_2 (Louro M. 2007).

Para que o metabolismo se d  em condições óptimas, alguns factores ambientais devem ser controlados. A temperatura ambiente normalmente é suficiente para garantir os processos de tratamento, no entanto estes são acelerados a temperaturas de 20 a 35  C. Da equação 2.2 pode-se deduzir que para cada grama de biomassa oxidada são necessários 1,42 g de O_2 . Logo deve-se garantir que o fornecimento de oxig nio seja suficiente em função da biomassa presente, bem como do CQO a degradar, sendo usado normalmente uma concentração de oxig nio dissolvido (OD) de 2 mg.l^{-1} . O pH neutro apresenta as melhores performances, no entanto um pH entre 6 e 9   tolerável. A adição de substâncias neutralizantes aos efluentes deve ser utilizada para garantir um pH neutro. O desequilíbrio da razão CQO:N:P nos efluentes vínicos, devido à baixa concentração de azoto e fósforo leva a que a adição de nutrientes, para se atingir a razão 100:5:1 em CQO:N:P, seja importante para que não haja limitação do crescimento bacteriano (Metcalf & Eddy 2003, Pirra 2005).

Além da adição de nutrientes e do fornecimento de oxig nio nos sistemas de tratamento aeróbios, outra desvantagem em relação aos sistemas de tratamento anaeróbios, do ponto de vista econ mico, é a taxa de crescimento de biomassa ser bastante superior e por isso necessitar de tratamento (Metcalf & Eddy 2003).

A remoção de matéria orgânica pode ser efectuada através de processos aeróbios que podem ser classificados em intensivos ou extensivos. Os intensivos usam oxig nio fornecido artificialmente e podem ser de crescimento suspenso, de filme fixo, ou processos que combinem ambos. Nos processos de crescimento suspenso os microrganismos responsáveis pelo tratamento mant m-se suspensos no licor de mistura através de métodos de agitação apropriados enquanto nos processos de filme fixo os microrganismos estão ligados a um meio de enchimento inerte (Metcalf & Eddy 2003, Pirra 2005).

Nos processos extensivos considera-se a distribuição dos efluentes vínicos pelo solo, o armazenamento arejado e leito de macrófitas emergentes. O primeiro é bastante eficaz pela simplicidade de implementação e utilização, custo reduzido e baixo risco de impactos ambientais negativos, sendo utilizado por cerca de 72% das adegas Australianas. O armazenamento arejado é bem adaptado às pequenas adegas que têm capacidade de armazenar todo o efluente que produzem, funcionando como um reactor batch com tempo de retenção hidráulico (TRH) elevado. O leito de macrófitas emergentes actua como um biofiltro onde as plantas promovem a sedimentação ao mesmo tempo que fornecem oxig nio através das raízes, aos microrganismos responsáveis pela depuração do efluente (Pirra 2005, Mulidzi 2007).

Os processos aeróbios intensivos de crescimento suspenso mais comuns são os sistemas de lamas activadas que podem apresentar algumas variantes ao sistema convencional como bacias em série ou lamas activadas biet picas. Estes sistemas são caracterizados pela presença de sedimentador e recirculação de lamas. As bacias em série e os sistemas biet picos permitem receber cargas mais elevadas no primeiro tanque/etapa tendo biomassa ou leveduras adaptadas a tal e onde a percentagem de remoção de CQO é mais elevada, do que nas bacias/etapas seguintes que são orientadas para um tratamento de acabamento com baixas razões F/M. As Cv aplicadas consoante o método aplicado variam de uma média de $1 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ para as lamas activadas e $10 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ para sistemas biet picos e 94 a 99% de remoção de CQO e efluentes tratados que podem atingir os $150 \text{ mg CQO} \cdot \text{l}^{-1}$ (Fumi *et al.* 1994, Pirra 2005).

Além destes há que considerar o *sequential batch reactor* (SBR), *sequential batch biofilm reactor* (SBBR) e bio-reactores de membranas (MBR), caracterizados por não terem sedimentador nem recirculação de lamas. O SBBR combina as vantagens dos reactores SBR e MBBR e apresenta taxas de remoção de CQO de 85 a 99% e efluentes tratados com uma concentração em CQO entre 14 e $336 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$, para Cv aplicadas até $8,8 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. O MBR é uma técnica que combina um reactor biológico com a separação posterior do efluente tratado por filtração por membrana. As Cv aplicadas podem atingir os $2,2 \text{ Kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e o efluente tratado apresentou um CQO inferior a $100 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ para taxas de remoção de CQO superiores a 97%. O SBR será alvo de discussão   frente (Andreottola *et al.* 2002, 2005, Pirra 2005, Artiga *et al.* 2007).

Os processos de filme fixo têm como principais vantagens a capacidade de tratar efluentes com C_v aplicadas mais elevadas, podendo-se reduzir até 3 vezes o volume dos reactores em comparação com um sistema de lamas activadas, inexistência de recirculação de lamas, menor produção de lamas e redução dos problemas de bulking. A desvantagem é a prévia colonização dos suportes de forma a garantir o estabelecimento do biofilme necessário ao tratamento. Os diversos tipos de tecnologias aplicadas aos efluentes vínicos são *Moving Bed Biofilm Reactor* (MBBR), *Fixed Bed Biofilm Reactor* (FBBR), *Rotating Biological Contactor* (RBC) ou leito percolador. As C_v aplicadas mdias podem atingir os $6 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, percentagens de remoção de CQO de 90 a 98% e efluente tratado que pode atingir um CQO inferior a $150 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ (Coetze *et al.* 2004, Andreottola *et al.* 2005, Pirra 2005, Louro 2007).

O tratamento colectivo misto em estações de tratamento de águas residuais (ETAR)  também uma opção viável desde que haja uma correcta gestão dos efluentes vínicos em termos de armazenamento, dimensionamento adequado e colectores municipais entre outros (Pirra 2005, Beck *et al.* 2005, Bolzonella *et al.* 2007).

A recente investigação de depuração de efluentes vínicos por processos aeróbios é apresentada de seguida.

Em Goudini, África do Sul, Mulidzi (2007) através de zonas húmidas construídas, numa lagoa com 180 m^2 e 1 m de profundidade, conseguiu obter taxas de remoção de CQO superiores a 90%, com um CQO influente de $14.000 \text{ mg CQO} \cdot \text{l}^{-1}$ e o CQO do efluente tratado teve uma média de $500 \text{ mg CQO} \cdot \text{l}^{-1}$, para um caudal de $4 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$. Este método não requer uma gestão intensiva, apesar de necessitar de limpezas ocasionais e de uma monitorização constante para ajudar a prevenir potenciais problemas.

Em Itália Bolzonella *et al.* (2007) estudaram o co-tratamento de efluentes urbanos e vínicos numa ETAR municipal durante 5 anos. Durante a colheita, produção e engarrafamento (Setembro a Fevereiro) a carga orgânica média do efluente a tratar na ETAR subiu cerca de 20 a 30% de uma média anual sem efluentes vínicos (Março a Agosto) de $3.000 \text{ kg CQO} \cdot \text{d}^{-1}$, tendo picos ocasionais de $15.000 \text{ kg CQO} \cdot \text{d}^{-1}$. Os resultados obtidos demonstram que 70 % do CQO foi removido por digestão e que no período com efluentes vínicos a necessidade de oxignio aumentou cerca de 15%. O processo

demonstrou-se como uma opção fiável especialmente em adegas supra-dimensionadas. Através do uso de modelos matemáticos Beck *et al.* (2005) referem que o uso de duas bacias de arejamento perfazendo o mesmo volume que apenas uma, de modo a otimizar o TRH, e com um sedimentador secundário entre estas, a qualidade do tratamento é melhorada. Brucculeri *et al.* (2005) realizaram estudos   escala real através da utilização de um tanque de desnitrificação que funcionava como tanque de pr -oxidação durante os períodos críticos de descarga de efluentes vínicos. Os resultados indicaram uma boa eficiência de remoção de CQO (cerca de 90%) e que os processos de desnitrificação não foram influenciados. A necessidade de oxig nio durante a colheita atingiu o dobro do período sem efluentes vínicos.

O reactor MBR tem como vantagem oferecer um rápido rearranque, efluentes tratados de qualidade, baixa pegada ecológica e dispensarem a utilização de sedimentador secundário. Esta tecnologia foi estudada   escala piloto num reactor com 220 l de capacidade e membrana com 0,9 m² de área nominal superficial. As Cv aplicadas variaram de 0,5 a 2,2 kg CQO.m⁻³.d⁻¹ e a eficiência de remoção de CQO foi sempre superior a 97%. O efluente tratado apresentou um CQO entre 20 e 100 mg.l⁻¹. O aumento da Cv aplicada não afectou a qualidade de tratamento, mas tornou necessária uma manutenção mais frequente de lavagem do reactor, relacionada com o aumento da concentração de biomassa que passou de 0,5 para 8,6 kg SSV.m⁻³ (Artiga *et al.* 2007).

Louro (2007) estudou o tratamento de efluentes vínicos utilizando o reactor MBBR. Os ensaios foram realizados em 5 reactores à escala laboratorial, com e sem recirculação de lamas e dois tipos diferentes de enchimento. As Cv aplicadas variaram entre 0,3 e 10 kg CQO.m⁻³.d⁻¹ e foram obtidas % de remoção de CQO superiores a 90% para todas as condições estudadas. O CQO solúvel do efluente tratado até   Cv de 6 kg CQO.m⁻³.d⁻¹ não ultrapassou os 150 mg.l⁻¹, tendo este valor sido ultrapassado substancialmente para Cv superiores. Os melhores resultados obtidos registaram-se na Cv de 6 kg CQO.m⁻³.d⁻¹, com 98% de remoção de CQO.

2.6 Reactores SBR

Os reactores *sequencing batch reactors* (SBR) são alimentados descontinuamente e compostos por um único reactor de crescimento suspenso onde ocorrem todos os passos do processo de lamas activadas. O reactor funciona de forma cíclica, com quatro momentos por ciclo: enchimento, reacção, sedimentação e decantação. O enchimento ou alimentação é a introdução de um determinado volume de efluente no tanque de arejamento. O enchimento pode ocorrer sobre agitação, sem agitação, com arejamento ou sem arejamento. A fase seguinte, a reacção, também denominada por arejamento, corresponde à mistura entre a biomassa e o efluente promovida por agitação e difusão de ar. É nesta fase que ocorre a maioria das reacções de remoção da carga poluente. Esta fase tem o seu início quando a fase de enchimento termina. A sedimentação da biomassa ocorre desligando o arejamento e agitação, promovendo a separação do efluente tratado, formando um sobrenadante na parte superior do reactor. A descarga consiste na retirada do sobrenadante que é bombeado para o meio receptor. Esta fase tem início quando um volume substancial de sobrenadante clarificado o permite. O volume de sobrenadante retirado normalmente é igual ao que foi introduzido durante a alimentação.  também nesta fase que se procede  retirada de lamas em excesso, visto que é nesta que elas se encontram mais concentradas (Page *et al.* 1997, EPA 1999, Metcalf & Eddy 2003, Pirra 2005, Bungay *et al.* 2007).

Na figura 2.2 pode-se ver um esquema do funcionamento dos ciclos dos reactores SBR.

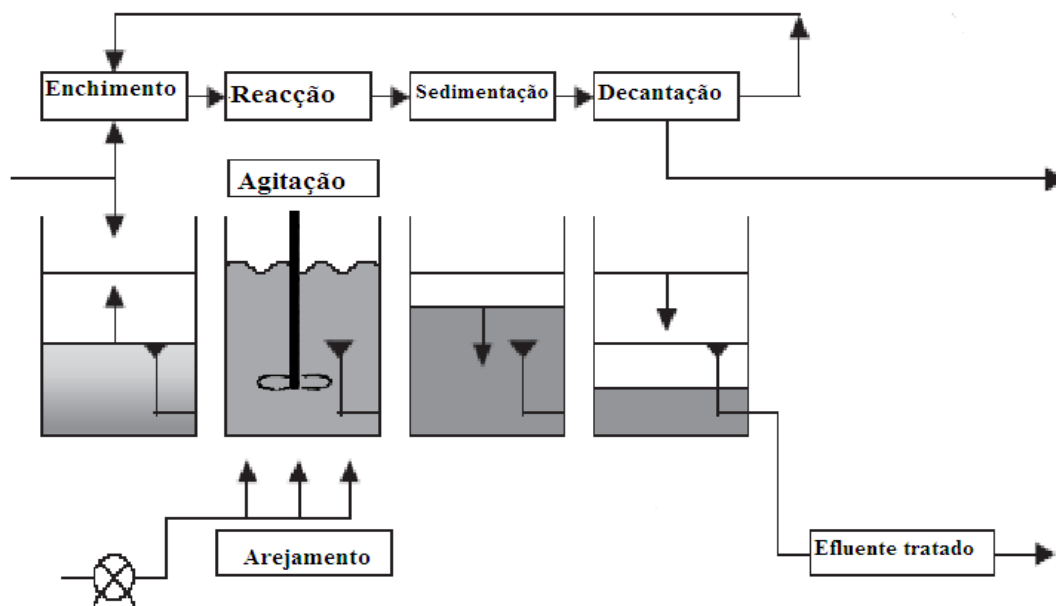


Figura 2.2: Esquema de funcionamento dos ciclos dos reactores SBR

Fonte: Bungay *et al.* 2007.

Um dos principais factores determinantes para o bom funcionamento de um sistema de lamas activadas é a boa característica de sedimentação das lamas. Esta condicionante é ainda mais acentuada no reactor SBR, visto que estes dispensam a utilização de sedimentador secundário, sendo, como foi referido anteriormente, a sedimentação das lamas efectuada dentro do reactor numa das fases do ciclo de operação. Portanto se estas não apresentarem boas características de sedimentação, caracteristicamente $SVI < 100 \text{ ml.g}^{-1} \text{ SS}$, os sólidos podem sair juntamente com o efluente tratado, não se conseguindo uma decantação efectiva, ou terão que se dar tempos de sedimentação mais alargados, podendo reduzir a eficiência do processo (Michael Richard 1989, Henze *et al.* 1997 Metcalf & Eddy 2003).

As lamas activadas são uma cultura microbiológica rica e largamente não controlada, consistindo num consórcio de micro- e macro-organismos capazes de remover matéria orgânica. Tipicamente a biomassa desenvolvida é constituída por 95% de bactérias e 5% de organismos superiores como protozoários, rotíferas e outros invertebrados. A base para o desenvolvimento do processo de lamas activadas é o crescimento de bactérias formadoras de flocos, designadas por *zoogloea*, que têm capacidade de sedimentar sobre a acção da gravidade, deixando um sobrenadante livre de sólidos e lamas sedimentadas densas (Michael Richard 1989).

A base para formação de flocos de lamas activadas recai na capacidade que os microrganismos têm para se agarrarem entre si. Estes mecanismos, apesar de ainda não serem muito bem conhecidos, aparentemente consistem na formação de pontes entre microrganismos através de biopolímeros exacelulares, formando flocos esféricos. Os organismos filamentosos também podem estar na base de formação de flocos através da formação de redes, no entanto a forma do floco deixa de ser esférica e podem ocorrer flocos maiores (Jenkins *et al.* 2003).

A base dos problemas de separação da fase sólido-líquido pode ser interpretada em termos das pontes dos biopolímeros exacelulares e das redes de organismos filamentosos. Na tabela 2.1 apresenta-se um resumo da causa-efeito de cada um dos problemas que podem surgir.

Tabela 2.1: Problemas, causas e efeitos na sedimentabilidade das lamas activadas relacionados com os microrganismos presentes.

| Problema | Causa | Efeito |
|------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------|
| Crescimento disperso | Microrganismos dispersos, formando apenas pequenos amontoados ou células simples | Turbidez no efluente; sem interface de sedimentação |
| Bulking viscoso; bulking não filamentoso | Largas quantidades de material exacelular; o material exacelular d uma consistência viscosa às lamas | Reduz a taxa de compactação e sedimentação; não há separação de sólidos em muitos casos |
| Pin Floc | Flocos esféricos pequenos, compactos e fracos | Baixo SVI e turvo; geralmente muitos sólidos suspensos no efluente tratado |
| Bulking filamentoso | Larga quantidade de organismos filamentosos, formando pontes entre flocos, interferindo com a compactação, sedimentação e densidade das lamas | SVI alto; baixa concentração das lamas activadas na recirculação e descarga |
| Blanket rising | Desnitrificação no sedimentador secundário | As lamas sobem no sedimentador secundário |
| Foaming | Solventes não degradáveis; nonacardioformes | Espuma na superfície do reactor que pode sair no efluente tratado ou putrificar |

Fonte: Jenkins *et al.* 2003.

Mais detalhadamente o bulking filamentoso, causado pela abundância de organismos filamentosos, que dificultam a sedimentação e compactação das lamas por produzirem um floco difuso de estrutura aberta ou os filamentos podem crescer nos intraespaos dos flocos e criar pontes entre estes. O sobrenadante resultante da sedimentação (se esta existir)  caracterizado por ser muito pouco turvo porque os

organismos filamentosos criam uma rede que tem a capacidade de filtrar as pequenas partículas em suspensão que causam turva o (Jenkins *et al.* 2004). Uma razão F/M alta normalmente causa um ambiente favorável ao desenvolvimento de organismos formadores de flocos em detrimento dos organismos filamentosos, conseguindo-se assim, boas características de sedimenta o (EPA, 1999).

O sistema de tratamento de efluentes vínicos utilizando um reactor SBR   de uma maneira geral composto por tamisa em, armazenamento tampão, reactor, sistema de injeção de anti-espumante e nutrientes e cuba de armazenamento de lamas em excesso. O dimensionamento do tanque de armazenamento e do reactor efectua-se em função dos volumes e cargas m dias esperadas, normalmente de acordo com a quantidade de vinho produzido (Wilderer *et al.* 2001). Torrijos *et al.* (2004) para uma adega com volume anual de efluentes de 794 m³ dimensionaram um sistema com 2 tanques de armazenamento de 65 m³ cada e um reactor de 40 m³. Para uma adega com cerca de 1.500 m³ e CQO solúvel do influente de 10 kg.m⁻³ foi dimensionado um tanque de armazenamento com 65 m³ e um reactor com 65 m³. Por último numa adega que produz cerca de 3.000 m³ com uma média de CQO solúvel influente de 21 kg.m⁻³ foram dimensionados 5 tanques de armazenamento, sendo de 3 de 80 m³ e 2 de 65 m³, e 3 reactores com 85 m³.

Em França existem diversas adegas a tratar efluentes vínicos com reactores SBR. Estes variam no volume, que pode ir de 35 a 150 m³, e funcionam em ciclos diários com 19 horas de arejamento, 3 horas de sedimenta o e as restantes para enchimento e decanta o. As Cv aplicadas são próximas de 0,8 kg CQO.m⁻³.d⁻¹ e a eficiência de remo o de CQO varia de 94 a 99% obtendo-se um efluente tratado com concentra es inferiores a 300 mg.l⁻¹ de CQO solúvel. É referido ainda que as lamas apresentam reduzida flocula o (Wilderer *et al.* 2001).

A quantidade de lamas presente nos reactores deve idealmente variar entre 1,8 a 5 g SSV.l⁻¹. Esta quantidade é limitada normalmente pela capacidade do sistema de arejamento bem como pela necessidade de sedimenta o das lamas (Wilderer *et al.* 2001).

Torrijos e Moletta (1997) monitorizaram durante a campanha de colheita (aproximadamente 2 meses) em 1994 o tratamento de efluentes vínicos num SBR instalado numa adega que produzia 7.300 hectolitros de vinho por ano. Os ciclos utilizados

compreenderam 20 horas de arejamento, 3 horas de decantação e 4 horas para descarga e alimentação. A média da C_v aplicada foi de $0,8 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e razão F/M de $0,25 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$, com uma concentração em sólidos no reactor de $3,2 \text{ kg SSV.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. A percentagem de remoção de CQO solúvel apresentou uma média de 95%. As concentrações de fósforo e azoto no efluente tratado foram de 1 mg.l^{-1} e 16 mg.l^{-1} , respectivamente. As concentrações m dias de sólidos no efluente tratado foram de 100 a $120 \text{ mg SST.l}^{-1}$.

Houbron *et al.* (1998) monitorizaram o mesmo reactor por um período de 3 anos. Os efluentes vínicos apresentaram valores de CQO de 4.000 a 11.000 mg.l^{-1} no primeiro período, correspondente   vindima, e de 2.000 a 5.000 mg.l^{-1} no segundo período, relativo ao restante período do ano. A eficiência de remoção do CQO solúvel não ultrapassou os 96% para o período estudado.

Torrijos *et al.* (2004), após estudos de reactores SBR laboratoriais adaptados ao tratamento de efluentes vínicos, instalaram em várias adegas francesas reactores à escala real. Os resultados obtidos de base utilizados para o dimensionamento apresentam uma percentagem de remoção de CQO solúvel de 95% para uma C_v aplicada de $0,8 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e razão F/M de $0,25 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$. O efluente tratado apresentou uma média de 174 mg.l^{-1} em CQO solúvel.

Estudos de optimização da concentração de biomassa em reactores SBR laboratoriais foram levados a cabo por Pirra (2005) com vista a maximizar o rendimento de remoção de CQO. A instalação experimental consistiu em reactores com 4 l de capacidade útil, em que os ciclos consistiam de um período de arejamento de 21 horas, sedimentação de 2 horas e decantação e alimentação desprez veis. O volume de enchimento foi de 2 l, que corresponde a 50% do volume útil do reactor. As C_v aplicadas variaram entre 1,5 e 6 $\text{kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e a concentração de biomassa nos reactores foi de 2 e 4 kg SSV.m^{-3} . A maior percentagem de remoção de CQO foi de 96% e foi obtida para a C_v de $1,5 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e uma concentração de biomassa de 2 kg SSV.m^{-3} , correspondendo a uma razão F/M de $0,75 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$. Nestas condições o efluente tratado apresentou um CQO solúvel de $120 \text{ mg CQO.l}^{-1}$ e uma concentração em sólidos de $120 \text{ mg SST.l}^{-1}$, e um SVI de 165 mg.l^{-1} . As características de decantabilidade das lamas revelaram que o SVI decresce com o aumento da C_v aplicada. Quando se testaram as C_v mais elevadas

registou-se um afastamento do máximo teórico em termos de remoção de CQO, atingindo cerca de 70% para uma C_v aplicada de $6 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ em ambas as concentrações de biomassa.

As vantagens dos reactores SBR são a automatização simples, dispensa a utilização de sedimentador secundário e sistema de recirculação de lamas, diminuindo desta forma a área ocupada. Para além disso ainda permite a modificação de ciclos durante a operação, tem custos de investimento e funcionamento moderados e estão bem adaptados   despoluição de efluentes vínicos de pequenas e m dias adegas que produzem cerca de 10 a 15.000 hectolitros de vinho por ano (Torrijos e Moletta 1997, Metcalf & Eddy 2003).

Capítulo 3 Metodología

3. Metodologia

Como foi referido anteriormente os efluentes vínicos apresentam características distintas ao longo do ano, quer pela quantidade de efluente gerado, quer pela qualidade do mesmo. Desta forma, é imperativo compreender o comportamento dos reactores SBR quando sujeitos a estas variações.

Este trabalho surgiu na sequência de estudos realizados de avaliação do comportamento de reactores SBR no tratamento de efluentes vínicos, efectuados na Universidade de Aveiro.

Os principais objectivos traçados no projecto laboratorial foram: estudar o desempenho dos reactores em ciclos de 24 horas e razões F/M próximas da unidade; observar o desempenho dos reactores quando após estes atingirem cargas elevadas, diminurmos radicalmente a carga aplicada para estudar a sua recuperação; estudar o comportamento dos reactores quando operados em ciclos de 12 horas.

3.1 Descrição da montagem laboratorial

Condições de operação distintas foram testadas em 3 reactores SBR à escala laboratorial, de modo a avaliar o comportamento dos reactores no tratamento de efluentes vínicos. Na figura 3.1 apresenta-se um esquema e fotografia da montagem laboratorial.



Figura 3.1: a) Esquema da montagem laboratorial, b) Fotografia da montagem laboratorial.

Fonte: a) Giordano F., Lima N. 2007.

Legenda:

1 – Válvula de purga de lamas. 2 – Válvula de purga de efluente tratado. 3 – Fornecimento de arejamento. 4 – Compressor de ar. 5 – Dispersor de aquário.

Os parâmetros físicos do reactor estão descritos na tabela 3.1.

Tabela 3.1: Parâmetros físicos do reactor.

| Reactor | Dimensões |
|------------------------------|---------------------|
| Altura total (h_{total}) | 5 dm |
| Altura útil ($h_{útil}$) | 3,1 dm |
| Volume total (V_{total}) | 8,8 dm ³ |
| Volume ($V_{útil}$) | 5,5 dm ³ |
| Diâmetro | 1,5 dm |

3.2 Condições de operação dos reactores

Os três reactores SBR funcionaram com ciclos, concentração de biomassa, tempo de retenção hidráulico (TRH) e cargas volúmicas aplicadas (Cv) distintas de acordo com as condições descritas na tabela 3.2.

Os ciclos testados foram de 24 e 12 horas. Os ciclos de 24 horas compreenderam um tempo de reacção de 22 horas, tempo de sedimentação de 2 horas e tempos de alimentação e decantação desprezveis. Nos ciclos de 12 horas o tempo de reacção foi de 11 horas para um período de sedimentação de 1 hora e tempos de alimentação e decantação desprezveis.

A concentração de biomassa em cada reactor foi de 1,5 kg SSV.m⁻³, 2,5 kg SSV.m⁻³ e 3,5 kg SSV.m⁻³, adiante designados por X_{1,5}, X_{2,5} e X_{3,5}, respectivamente, e o volume decantado foi de 0,85 l para o primeiro reactor e de 1,1 l para o segundo e terceiro reactores.

O TRH para o reactor X_{1,5} foi de 6,47 dias e para os reactores X_{2,5} e X_{3,5} foi de 4 dias nos ciclos de 24 horas e nos ciclos de 12 horas o TRH foi de 3,24 dias para o reactor X_{1,5} e para os reactores X_{2,5} e X_{3,5} foi de 2 dias.

De seguida apresenta-se um quadro síntese das operações ensaiadas em cada reactor.

Tabela 3.2: Operações ensaiadas nos reactores.

| Reactor | Concentração | Volume | CQO influente (kg CQO.m ⁻³ alimentado) | | | | | | | |
|------------------|---------------------------|------------------|---------------------------------------------------|--------|-------|----------|-------|-------|-------|-------|
| | de biomassa | decantado/Volume | | | | | | | | |
| | (kg SSV.m ⁻³) | total (%) | | | | | | | | |
| Ciclo | | | | | | | | | | |
| | | | 24 horas | | | 12 horas | | | | |
| X _{1,5} | 1,5 | 15,5 | 2,500 | | | 1,250 | 2,000 | 3,000 | 4,000 | 5,000 |
| X _{2,5} | 2,5 | 20 | 14,500 | 2,500 | | 1,250 | 2,000 | 3,000 | 4,000 | |
| X _{3,5} | 3,5 | 20 | 14,500 | 16,000 | 2,500 | 1,250 | | | | |

3.3 Caracterização do efluente vínico

O efluente utilizado, foi um efluente vínico proveniente da Quinta do Sol, sito na Régua, recolhido em meados de Outubro, armazenado desde a época da vindima numa cuba com recirculação. O efluente foi recolhido em bides de 30 litros que foram posteriormente armazenados em câmara frigorífica a -11 C.

As principais características do efluente utilizado foram analisadas e são apresentadas na tabela seguinte (tabela 3.3).

Tabela 3.3: Caracterização do efluente vínico.

| | pH | CQO total (mg.l⁻¹) | CQO solúvel (mg.l⁻¹) | SST (mg.l⁻¹) | SSV (mg.l⁻¹) | Azoto Kjeldahl (mg.l⁻¹) | Fósforo total (mg.l⁻¹) |
|----------|-----------|----------------------------------------------|------------------------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|---------------------------------------------------|--------------------------------------------------|
| Efluente | 4,3 | 21.100 | 19.400 | 543 | 487 | 132 | 1,6 |

Como se pode observar, a razão CQO:N:P é de 100:0,68:0,008 , razão esta bastante desproporcional, e como tal houve a necessidade de adicionar nutrientes de forma a obter a proporção proposta por Metcalf & Eddy (2003) de 100:5:1. O azoto foi adicionado na forma de ureia (NH₂CONH₂) e o fósforo na forma de tri-Sódio Fosfato 12-hidratado (Na₃PO₄.12H₂O).

O pH da alimentação foi acertado com solução de hidróxido de sódio (NaOH 35%) entre 7,0 - 7,5.

A alimentação dos reactores foi feita por diluição do efluente e os nutrientes adicionados estão apresentados na tabela 3.4.

Tabela 3.4: Volume de efluente e quantidade de nutrientes adicionados em cada alimentao.

| Volume alimentado (l) | CQO alimentao (mg.l ⁻¹) | Ciclo (horas) | Cv (kg CQO.m ⁻³ .d ⁻¹) | Volume de efluente adicionado (l) | Ureia (mg) | tri-Sódio Fosfato 12- hidratado (mg) |
|-----------------------------|--------------------------------------------|------------------|--------------------------------------------------|--------------------------------------------|---------------|-----------------------------------------------|
| 0,85 | 2500 | 24 | 0,37 | 0,110 | 0,199 | 0,241 |
| | 1250 | 12 | 0,39 | 0,055 | 0,100 | 0,121 |
| | 2000 | 12 | 0,62 | 0,088 | 0,159 | 0,193 |
| | 3000 | 12 | 0,93 | 0,131 | 0,239 | 0,289 |
| | 4000 | 12 | 1,24 | 0,175 | 0,319 | 0,386 |
| | 5000 | 12 | 1,55 | 0,219 | 0,399 | 0,482 |
| 1,10 | 14500 | 24 | 2,90 | 0,822 | 1,496 | 1,809 |
| | 16000 | 24 | 3,20 | 0,907 | 1,651 | 1,996 |
| | 2500 | 24 | 0,50 | 0,142 | 0,258 | 0,312 |
| | 1250 | 12 | 0,50 | 0,071 | 0,129 | 0,156 |
| | 2000 | 12 | 0,80 | 0,113 | 0,206 | 0,250 |
| | 3000 | 12 | 1,20 | 0,170 | 0,310 | 0,374 |
| | 4000 | 12 | 1,60 | 0,227 | 0,413 | 0,499 |

3.4 Monitorizao dos reactores SBR

O parâmetro monitorizado diariamente na operao dos reactores foi o CQO solúvel do efluente tratado. Semanalmente foram analisados os parâmetros SST, SSV e O₂ dissolvido do licor de mistura imediatamente antes do final do ciclo, e no efluente tratado o pH e CQO total.

Sempre que se atingiu um estado estacionário foram analisados no efluente tratado os parâmetros CQO solúvel, CQO total, pH, SST, SSV, N e P. No licor de mistura foi determinado o SVI, velocidade de sedimentao e foram ainda observados os microrganismos.

As análises físico-químicas foram efectuadas de acordo com o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 19 Edio. Os parâmetros CQO solúvel e CQO total determinaram-se utilizando o Método 5220 D. O parâmetro N foi determinado

pelo Método 4500 B e o parâmetro P pelo Método 4500-P B. Os SST e SSV foram determinados através dos Métodos 2540 D e 2540 E, respectivamente.

O pH e O₂ foram medidos num aparelho *Consort* C-515 utilizando um eléctrodo de pH xerolite e sonda *Consort* SZ 10T, respectivamente.

A observação dos flocos ao microscópio foi realizada segundo Jenkins *et al.* (2003). Recolheu-se cerca de 50 ml de amostra em agitação (licor de mistura) e com o auxílio de uma pipeta de Pasteur introduziu-se cerca de duas gotas numa lâmina, colocou-se a lamela e realizou-se a observação num microscópio PriorLab Trinocular Microscope PL012. As imagens foram captadas numa câmara fotográfica Nikon CoolPix 5400.

Para registo das observações foi criada uma matriz, segundo Jenkins *et al.* (2003), respeitante  abundância de filamentos, efeito na estrutura do floco e morfologia do floco.

Tabela 3.5: Caracterização da abundância de organismos filamentosos na biomassa.

| Valor numérico | Abundância | Explicação |
|----------------|-------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| 0 | Nenhuns | Não são observados filamentos |
| 1 | Poucos | Filamentos observados ocasionalmente |
| 2 | Alguns | Filamentos regularmente observados, mas não presentes em todos os flocos |
| 3 | Comum | Filamentos observados em todos os flocos, mas com pouca densidade (1 a 5 filamentos por floco) |
| 4 | Muito comum | Filamentos observados em todos os flocos a média densidade (5 a 20 filamentos por floco) |
| 5 | Abundantes | Filamentos observados em todos os flocos a alta densidade (> 20 filamentos por floco) |
| 6 | Excessivos | Filamentos observados em todos os flocos (mais filamentos que flocos e/ou filamentos a crescer em grande abundância originando bulking) |

Fonte: Jenkins *et al.* (2003)

O efeito dos organismos filamentosos na estrutura do floco foi classificado entre: pouco ou nenhum; formação de pontes entre flocos; ou estrutura aberta, onde os flocos biológicos agarravam-se e cresciam  volta dos organismos filamentosos (Jenkins *et al.* 2003).

A morfologia do floco foi caracterizada entre: firme ou fraco; redondo ou irregular; e compacto ou difuso (Jenkins *et al.* 2003).

3.5 Caracterização do funcionamento do SBR

De maneira a caracterizar o funcionamento do reactor SBR, recorreu-se a uma série de indicadores que são apresentados de seguida:

- a) Concentração de entrada de CQO solúvel;

Como o reactor funciona com alimentação sequencial descontínua, a concentração de CQO solúvel de entrada (C_e) foi determinada de acordo com a seguinte equação (equação 3.1), desprezando a concentração de CQO presente no reactor.

$$C_e = \frac{C_a \times V_a}{V_r} \text{ [kg CQO.m}^{-3}\text{]} \quad (3.1)$$

C_a – Concentração de CQO solúvel da alimentação;

V_a – Volume de alimentação;

V_r – Volume do reactor.

- b) % Remoção de CQO;

A % de remoção de CQO foi calculada com base no CQO solúvel (equação 3.2) e representa o abaixamento deste parâmetro, traduzido na eficácia do processo.

$$\% \text{ Remoção de CQO} = \frac{C_e - C_s}{C_e} \times 100 \quad (3.2)$$

C_s – Concentração de CQO solúvel do efluente tratado.

c) Carga volúmica (C_v);

A C_v aplicada representa a quantidade de matéria orgânica aplicada ao reactor (equação 3.3 e 3.4).

$$C_v = \frac{Q_a \times C_a}{V_r} [\text{kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}] \quad (3.3)$$

ou

$$C_v = \frac{V_a \times C_a}{V_r} [\text{kg CQO.m}^{-3}.\text{ciclo}^{-1}] \quad (3.4)$$

Q_a – Caudal de alimentação.

d) Concentração de biomassa;

As lamas activadas são expressas pelo valor dos sólidos suspensos voláteis (SSV). Este valor é expresso em mg SSV.l^{-1} . Os sólidos suspensos totais (SST) representam a quantidade total de lamas no reactor por unidade de volume.

e) Razão F/M;

A razão F/M traduz a quantidade de matéria orgânica (C_v) aplicada por unidade de massa de lamas expressa em SSV (equação 3.5).

$$\frac{F}{M} = \frac{C_v}{SSV} [\text{kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}] \quad (3.5)$$

Capítulo 4 Apresentação e discussão de resultados

4. Apresentação e discussão de resultados

O principal objectivo para a análise dos resultados laboratoriais foi o estudo do desempenho de reactores SBR no tratamento de efluentes vínicos quando operados em ciclos de 12 horas. Para além disso foi ainda estudado o comportamento dos reactores em ciclos de 24 horas, a razões F/M elevadas e próximas da unidade, observar o desempenho dos reactores quando após estes atingirem cargas extremas, foi diminuída radicalmente a carga aplicada, para estudar a sua capacidade de recuperação e finalmente fazer uma análise comparativa do desempenho dos reactores operados em ciclos de 24 horas e 12 horas.

Desta forma podemos considerar duas fases distintas do trabalho. A primeira, a mais extensa, a operação em ciclos de 12 horas e a segunda a operação em ciclos de 24 horas.

Os resultados experimentais obtidos permitiram não só determinar os estados estacionários obtidos pela constância dos valores de CQO solúvel  saída do reactor para cada condição de operação, mas também avaliar os estados transientes, o que permite para cada ensaio observar o comportamento ao longo do tempo do reactor e assim poder identificar os estados estacionários.

4.1 Análise dos estados transientes

Os três reactores já se encontravam em operação aquando do início deste trabalho experimental.

O Reactor $X_{1,5}$ (com $1.500 \text{ mg SSV.l}^{-1}$) encontrava-se a funcionar em ciclos de 24 horas com um CQO de alimentação de 2.500 mg.l^{-1} , correspondendo a C_v aplicada de $0,39 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e razão F/M de $0,26 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$. Os reactores $X_{2,5}$ e $X_{3,5}$ ($2.500 \text{ mg SSV.l}^{-1}$ e $3.500 \text{ mg SSV.l}^{-1}$, respectivamente) estavam com ciclos de 24 horas e C_v

aplicadas bastante elevadas ($2,9 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) correspondendo a razões F/M próximo da unidade ($1,16$ e $0,83 \text{ kg CQO} \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, respectivamente).

Através da análise do gráfico da figura 4.1 podemos observar que os valores do CQO solúvel do decantado do reactor $X_{1,5}$ se mantêm sensivelmente constantes, havendo pequenos aumentos sempre que existe um incremento da C_v aplicada. Verifica-se ainda uma constância em termos temporais da resposta do reactor na obtenção dos estados estacionários, sendo este período em média, aproximadamente igual a 23 dias de operação para os ciclos de 12 horas, o que totaliza cerca de 46 ciclos para cada condição de operação.

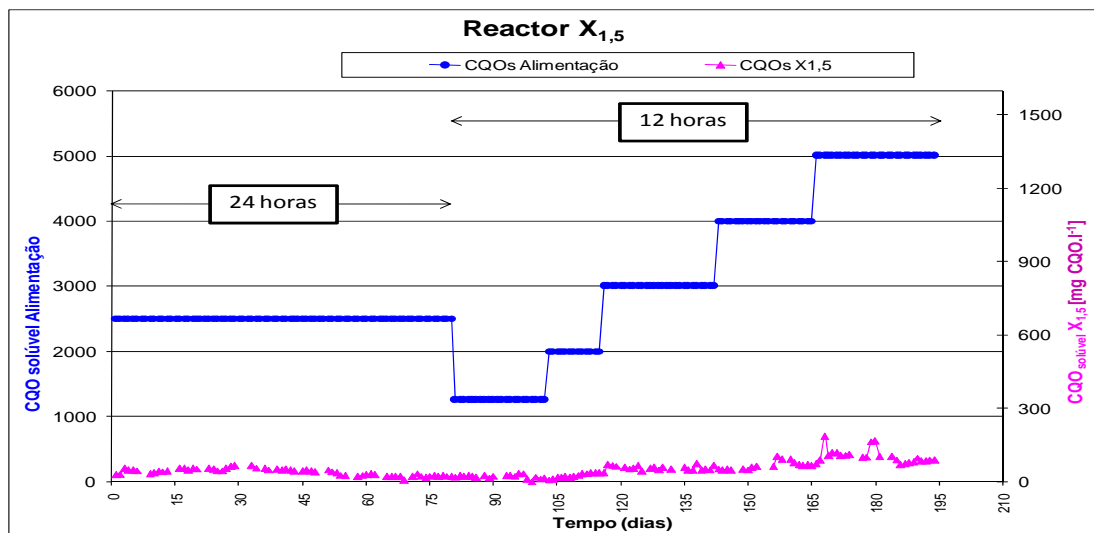


Figura 4.1: Variação do CQO solúvel à entrada e saída do reactor $X_{1,5}$ em função do tempo.

O reactor $X_{2,5}$ operou a uma carga volúmica aplicada bastante elevada no ciclo de 24 horas com o CQO solúvel de alimentação de $14.500 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$, correspondendo a C_v aplicada de $2,9 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e razão F/M de $1,16 \text{ kg CQO} \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$. Nesta condição verificou-se o crescimento excessivo de organismos filamentosos que causaram deficiência na sedimentação das lamas e uma forte instabilidade na qualidade do efluente tratado com o CQO solúvel a não se manter constante (figura 4.2), apresentando alguns picos bastante elevados (acima de $900 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$). Após redução drástica da carga verificou-se a recuperação da biomassa com a obtenção de características satisfatórias de sedimentabilidade. Nessa altura foram iniciados os ensaios com ciclos de 12 horas que apresentaram uma boa constância nos valores de CQO solúvel do decantado, não se observando grandes variações

aos incrementos de C_v aplicada, à semelhança do reactor $X_{1,5}$. O período médio necessário para se atingirem estados estacionários nos ciclos de 12 horas foi igual a 23 dias ou 46 ciclos, tal como verificado no reactor $X_{1,5}$. Para a fase de recuperação do reactor, com CQO de alimentação igual a 2.500 mg.l^{-1} e ciclo de 24 horas o reactor demorou 49 dias a atingir o estado estacionário, o que é traduzido pelo mesmo número de ciclos.

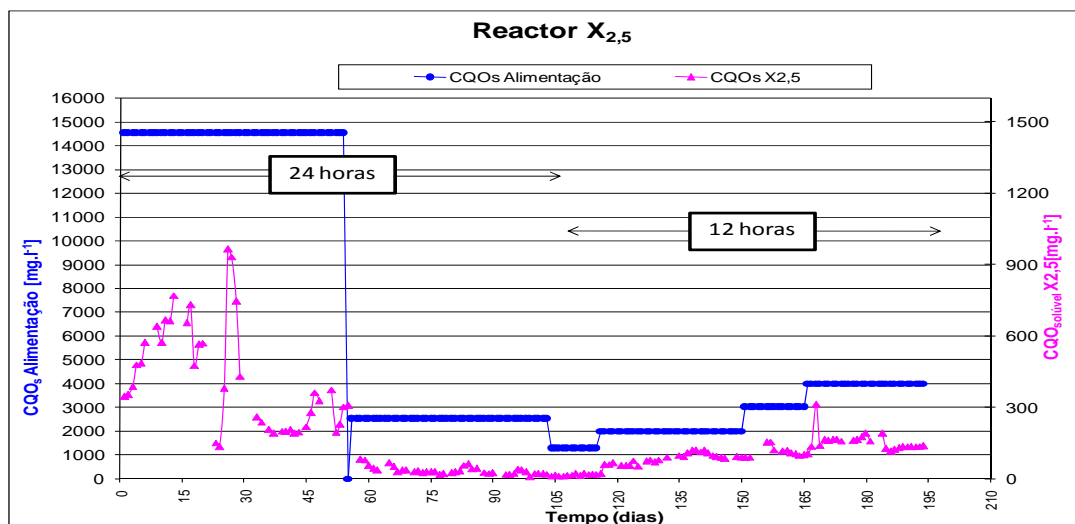


Figura 4.2: Variação do CQO solúvel à entrada e saída do reactor $X_{2,5}$ em função do tempo.

Por último, no caso do reactor $X_{3,5}$ (figura 4.3), este funcionou maioritariamente em ciclos de 24 horas e à semelhança do reactor $X_{2,5}$ apareceram organismos filamentosos na composição do floco para a C_v mais elevada em que foi operado, igual a $3,2 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e razão F/M de $0,91 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ (CQO solúvel da alimentação de 16.000 mg.l^{-1}), o que também afectou as condições de sedimentabilidade das lammas e consequentemente a qualidade do efluente tratado. O CQO solúvel do efluente tratado nessas condições também apresentou picos bastante elevados e superiores a 900 mg.l^{-1} . Na passagem para a alimentação de 2.500 mg.l^{-1} (redução drástica da C_v aplicada e recuperação do reactor) houve uma excessiva purga de lammas, pelo que houve necessidade de acrescentar lammas provenientes dos outros reactores de modo a garantir a concentração desejada de biomassa neste reactor, o que levou a que não se verificasse o desenvolvimento da comunidade microbológica da mesma maneira como no reactor $X_{2,5}$. A recuperação deste reactor demorou exactamente o mesmo número de dias que o reactor $X_{2,5}$, apesar das flutuações no CQO solúvel do efluente tratado terem sido mais acentuadas.

Nos ciclos de 12 horas o tempo de obtenção de estado estacionário (25 dias) foi também sensivelmente igual ao obtido nos reactores $X_{1,5}$ e $X_{2,5}$.

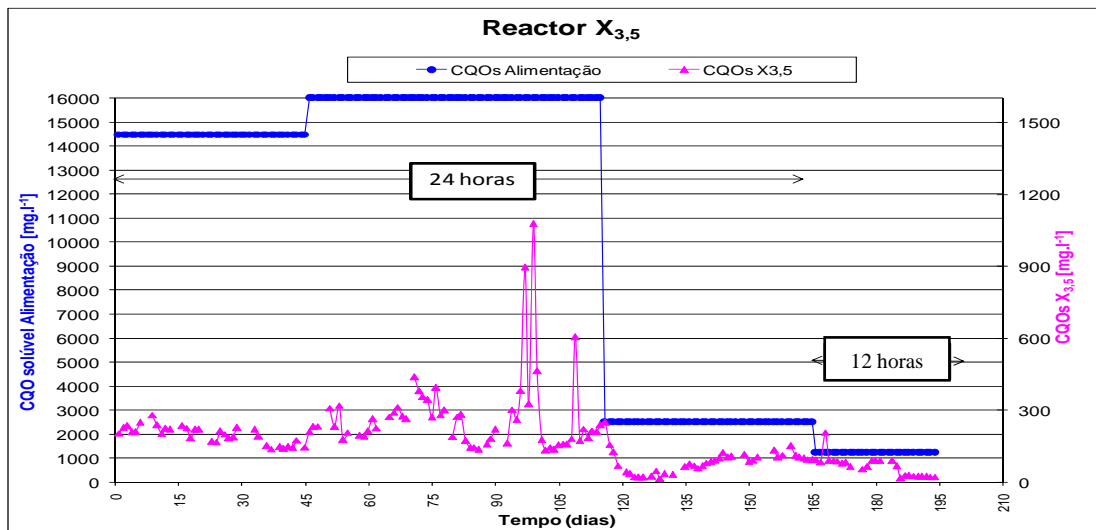


Figura 4.3: Variação do CQO solúvel  entrada e saída do reactor $X_{3,5}$ em função do tempo.

Num contexto geral, não se verificam aumentos significativos no CQO solúvel do efluente tratado de cada vez que houve incrementos nas C_v aplicadas, houve apenas ligeiros aumentos e uma posterior tendência de baixa seguida de estabilização (excepto para a C_v mais elevada nos reactores $X_{2,5}$ e $X_{3,5}$). Mesmo nos reactores $X_{2,5}$ e $X_{3,5}$ quando atingiram as cargas máximas aplicadas, os grandes picos do CQO solúvel do efluente tratado coincidiram não com o momento imediatamente após o incremento da C_v aplicada, mas antes com um período posterior relacionado com o desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos. O tempo médio de obtenção de estados estacionários foi de aproximadamente 24 dias para os ciclos de 12 horas, o que corresponde a 48 ciclos, e para os ciclos de 24 horas foi de 49 dias e igual número de ciclos.

4.2 Análise dos estados estacionários

4.2.1 Comportamento dos reactores SBR em ciclos de 24 horas

Os reactores $X_{2,5}$ e $X_{3,5}$ funcionaram em ciclos de 24 horas com C_v aplicadas elevadas ($2,9 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e $3,2 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, respectivamente) e razão F/M 1,16 e $0,91 \text{ kg CQO} \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, respectivamente. Estas cargas tornaram-se impraticáveis devido ao desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos, que criaram problemas de bulking filamentoso traduzidos pelas ms características de sedimentabilidade da biomassa. Como tal, decidiu-se baixar radicalmente as C_v aplicadas para $0,5 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e avaliar a recuperação da biomassa, em termos de características de sedimentabilidade e de capacidade de remoção de mteria orgânica.

Como foi referido anteriormente, no reactor $X_{3,5}$ na passagem de C_v aplicada de 3,2 para $0,5 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ houve uma purga excessiva de lamas no reactor, tendo este ficado com uma concentração de $2 \text{ g SSV} \cdot \text{l}^{-1}$, havendo necessidade de se acrescentar lamas provenientes dos reactores $X_{1,5}$ e $X_{2,5}$ de modo a atingir novamente a concentração desejada ($3,5 \text{ g SSV} \cdot \text{l}^{-1}$).

Os estados pseudo-estacionários considerados para as C_v aplicadas de $2,9 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e $3,2 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, respectivamente para os reactores $X_{2,5}$ e $X_{3,5}$, foram calculados pela média dos 5 últimos valores obtidos, pois a forte variação no CQO solúvel do efluente tratado que estes demonstraram durante a operação não permitiu atingir estado estacionário.

Atrves da análise do gráfico seguinte (figura 4.4) que representa a % de remoção de CQO em função da C_v aplicada, podemos observar que apesar do desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos as percentagens de remoção de CQO solúvel foram superiores a 90% para ambos os reactores ($X_{2,5}$ e $X_{3,5}$) nas C_v aplicadas mais elevadas. A diminuição de C_v aplicada provocou no reactor $X_{2,5}$ uma melhoria na eficiência de remoção de CQO (96% de remoção de CQO) ao passo que no reactor $X_{3,5}$ teve um efeito contrário, passando de 93% na C_v de $3,2 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ para uma percentagem de remoção de CQO de 80% na C_v de $0,5 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$.  de referir que neste reactor

houve necessidade de adicionar biomassa dos outros reactores quando se baixou a carga, o que pode ter levado a uma menor degradação de matéria orgânica.

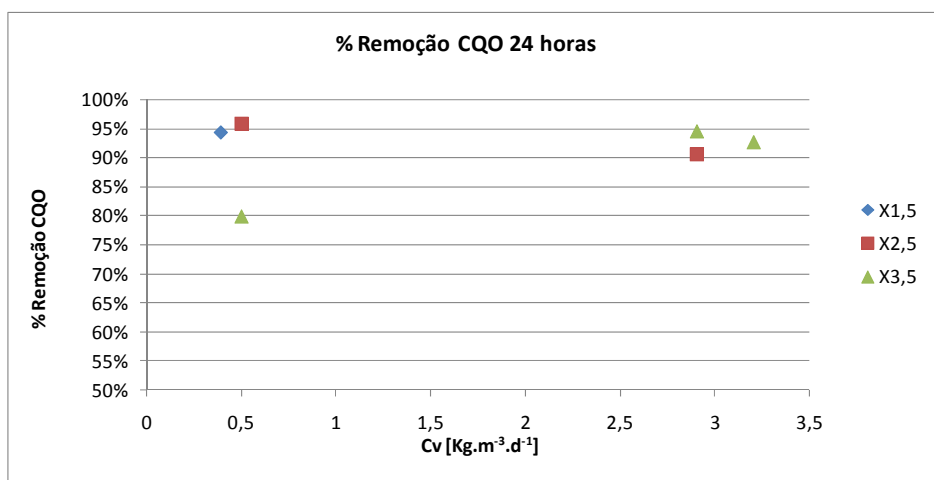


Figura 4.4: Percentagem de remoção de CQO em função da carga vl mica aplicada para ciclos de 24 horas.

Como se sabe, um dos principais factores que influenciam o bom funcionamento de um reactor SBR é a biomassa apresentar boas características de sedimentabilidade. Assim pode-se manter um efluente decantado livre de sólidos, manter tempos de sedimentação curtos, aumentar o tempo de reacção ou efectuar um maior número de ciclos por unidade de tempo, e garantir que a biomassa não sai junto com o efluente tratado. Como tal foram construídos gráficos de ndice de volume de lamas (SVI) e da velocidade de sedimentação em função da Cv aplicada (figura 4.5 e 4.6, respectivamente).

O SVI indica as características de sedimentação e floculação da biomassa suspensa e são consideradas, segundo Henze *et al.* (1997), características satisfatórias quando apresentam valores inferiores a 100 ml.g¹ SS.

Pela análise do gráfico da figura 4.5, podemos verificar que o SVI do reactor X_{2,5} atingiu valores bastante elevados (280 ml.g¹ SS) na razão F/M mais elevada de 1,16 kg CQO.kg SSV¹.m³ (Cv de 2,9 kg CQO.m³.d¹) devido ao aparecimento excessivo de organismos filamentosos. Após o abaixamento da Cv aplicada verifica-se que o SVI ainda teve um ligeiro aumento em relação à carga anterior (310 ml.g¹ SS), o que pode ser explicado pelo teor em SS no dia do teste na Cv mais elevada (2,9 kg CQO.m³.d¹) estar acima do desejado (3.440 mg SS.l¹ e 3.147 mg SSV.l¹). Foi bastante difícil manter a concentração em biomassa constante quando as condições de sedimentação não eram boas.

No entanto foram realizados testes  velocidade de sedimentação (figura 4.6) que indicam que a sedimentação da biomassa se estava a realizar com velocidades mais elevadas ($0,07 \text{ m.h}^{-1}$) na C_v baixa ($0,5 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$), sendo esta mais do triplo que a verificada na C_v aplicada mais elevada de $2,9 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ($0,02 \text{ m.h}^{-1}$). Assim se conclui que as características de sedimentação da biomassa apresentaram melhorias com a diminuição da C_v aplicada, apesar dessas condições ainda não serem as ideais.

O reactor $X_{3,5}$,  semelhança do reactor $X_{2,5}$, apresentou problemas de sedimentação relacionados com o desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos para a C_v mais elevada. Como se pode observar no gráfico da figura 4.5, o SVI passou de 40 para cerca de $150 \text{ ml.g}^{-1} \text{ SS}$ e a velocidade de sedimentação (figura 4.6) passou de cerca de $3,71$ para $0,48 \text{ m.h}^{-1}$, quando se incrementou a razão F/M de $0,83$ para $0,91 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{m}^{-3}$ (C_v aplicada de $2,9$ para $3,2 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$). O abaixamento da C_v aplicada para $0,5 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ no reactor $X_{3,5}$ apresentou melhorias nas características de sedimentação da biomassa, com o SVI atingindo valores inferiores a $50 \text{ ml.g}^{-1} \text{ SS}$ e uma velocidade de sedimentação de 8 m.h^{-1} . No entanto há que referir que este desempenho pode ter sido bastante influenciado pelo facto de se ter adicionado biomassa proveniente dos outros dois reactores.

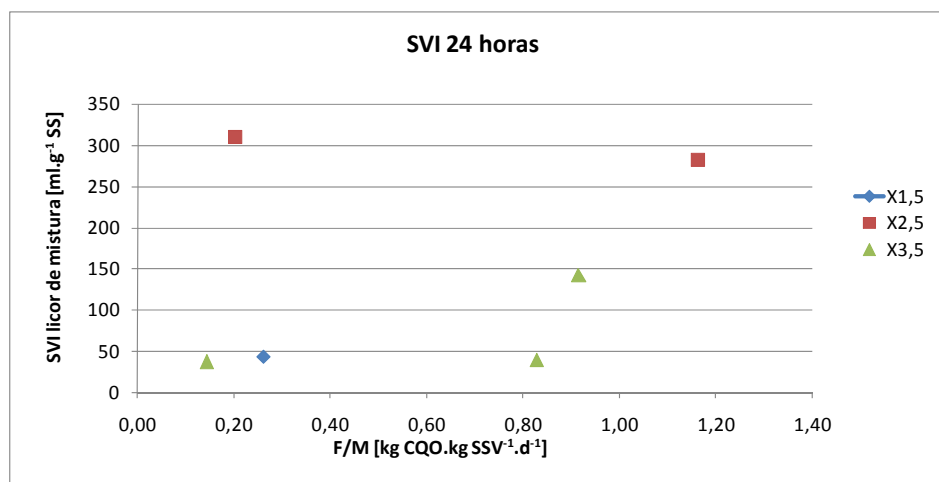


Figura 4.5: SVI do licor de mistura em função da razão F/M para ciclos de 24 horas.

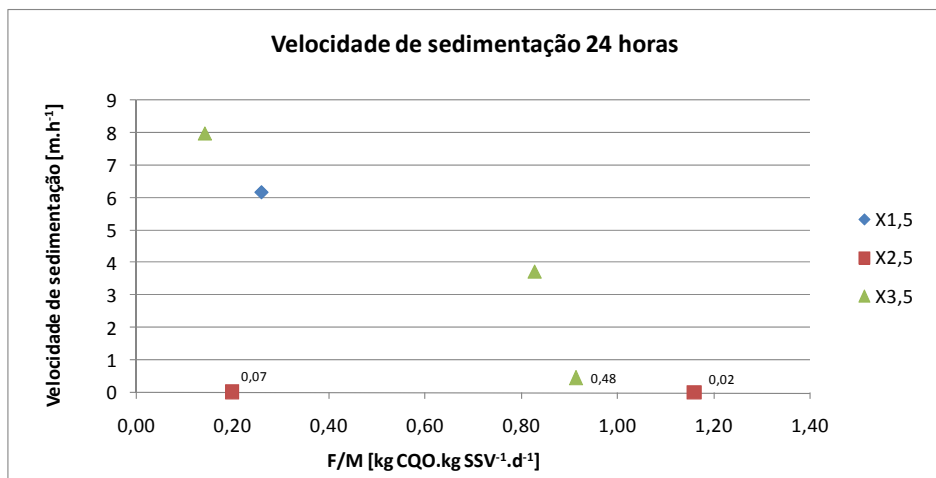


Figura 4.6: Velocidade de sedimentação em função da razão F/M para ciclos de 24 horas.

Como se pode verificar pela análise dos gráficos anteriores (figuras 4.5 e 4.6), quando os reactores X_{2,5} e X_{3,5} atingiram razões F/M elevadas (próximo de 1 kg CQO. kg SSV⁻¹.d⁻¹), assistiu-se ao desenvolvimento de organismos filamentosos que afectaram as condições de sedimentabilidade da biomassa, condição fundamental ao bom funcionamento de um reactor SBR.

A observação microbiológica permitiu observar o aspecto do floco biológico e relacioná-lo com as características de sedimentabilidade da biomassa.

Para tal fez-se uma análise evolutiva das características dos flocos em termos da morfologia do floco e da abundância de filamentos e efeitos na estrutura do floco, em função da razão F/M, para cada reactor.

O reactor X_{1,5} para a primeira condição realizada neste trabalho, correspondente a uma razão F/M baixa (0,26 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹), apresentava poucos ou nenhuns organismos filamentosos e a morfologia do floco era firme, irregular e compacta (Figura 4.7). A biomassa tinha sido previamente exposta a cargas orgânicas baixas durante 5 meses o que conduziu à adaptação da biomassa, o que também é confirmado pelo valor de SVI (43 ml.g⁻¹ SS) (figura 4.5) e pela velocidade de sedimentação (6 m.h⁻¹) (figura 4.6).

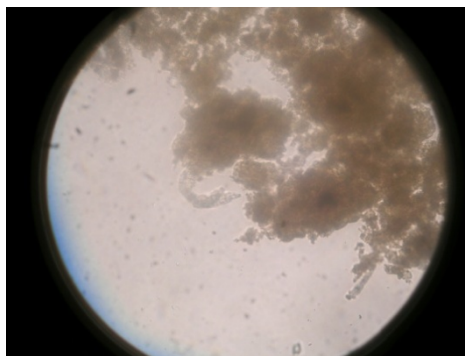
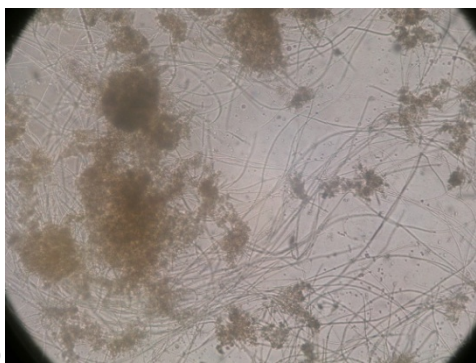
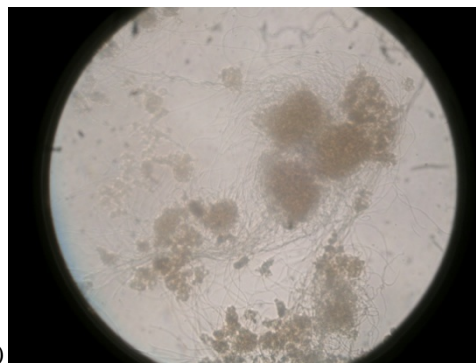


Figura 4.7: Registo fotográfico da estrutura/morfologia do floco no reactor $X_{1,5}$ para a razão F/M de 0,26 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹ em ciclos de 24 horas.

O reactor $X_{2,5}$, com mais biomassa, iniciou este trabalho a uma razão F/M elevada (1,16 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹) pelo que desenvolveu organismos filamentosos em excesso. Estes organismos causaram um efeito de ponte na estrutura do floco pelo que a morfologia do floco apresentava-se irregular e compacta (figura 4.8 a)). As pontes entre os flocos não permitem que a biomassa sedimente convenientemente e isso foi verificado com a obteno de um valor de SVI bastante elevado nesta carga (cerca de 300 ml.g⁻¹ SS) (figura 4.5) e de uma velocidade de sedimentao muito reduzida (0,02 m.h⁻¹) (figura 4.6). Após o abaixamento da carga aplicada, operou-se o reactor durante cerca de 1 ms numa razão F/M baixa (0,2 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹) tendo-se verificado que a estrutura e morfologia dos flocos se mantinham, embora com uma menor abundância de microrganismos filamentosos (figura 4.8 b)). Este facto leva-nos a supor que não tivesse decorrido tempo suficiente para a biomassa recuperar, contrariamente ao que se tinha verificado com o reactor $X_{1,5}$. A menor ocorrência de organismos filamentosos levou a uma melhoria da velocidade de sedimentao obtida (evoluiu de 0,02 para 0,07 m.h⁻¹) (figura 4.6).



a)



b)

Figura 4.8: Registo fotográfico da estrutura/morfologia do floco no reactor $X_{2,5}$ para a razão a) F/M de 1,16 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹ em ciclos de 24 horas b) F/M de 0,2 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹ em ciclos de 24 horas.

No reactor com a maior concentração de biomassa, $X_{3,5}$, na razão F/M 0,83 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹, verificou-se o aparecimento de alguns organismos filamentosos na biomassa, mas que não provocaram efeito na estrutura dos flocos, registando-se uma morfologia dos flocos firme e compacta (figura 4.9 a)), o que permitiu obter um SVI inferior a 50 ml.g⁻¹ SS (figura 4.5) e uma velocidade de sedimentação de cerca de 4 m.h⁻¹ (figura 4.6). Na passagem para uma razão F/M mais elevada (0,91 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹), verificou-se o desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos que neste caso, provocaram um efeito na estrutura do floco, tornando-a mais aberta e com ocorrência de pontes, e pelo que a morfologia do floco se apresentou difusa e fraca (figura 4.9 b)). Esta condição afectou a sedimentabilidade das lamas, pelo que o SVI atingiu os 150 ml.g⁻¹ (figura 4.5) e a velocidade de sedimentação desceu para 0,47 m.h⁻¹ (figura 4.6). Na tentativa de recuperação da biomassa, foi feito um abaixamento brusco da carga orgânica aplicada, operando-se o reactor numa razão F/M baixa (0,14 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹). Verificou-se então uma ocorrência de organismos filamentosos muito pequena ou nenhuma, o que não teve efeito na estrutura do floco, pelo que a morfologia do floco era firme e compacta. É de referir que nesta condição de operação foi necessário adicionar biomassa dos outros reactores que estavam a trabalhar na altura com poucos organismos filamentosos, o que pode ter levado à rápida recuperação da biomassa, o que também se traduziu em termos de sedimentabilidade, verificando-se um valor de SVI de 37 ml.g⁻¹ SS (figura 4.5) e uma velocidade de sedimentação de 8 m.h⁻¹ (figura 4.6).

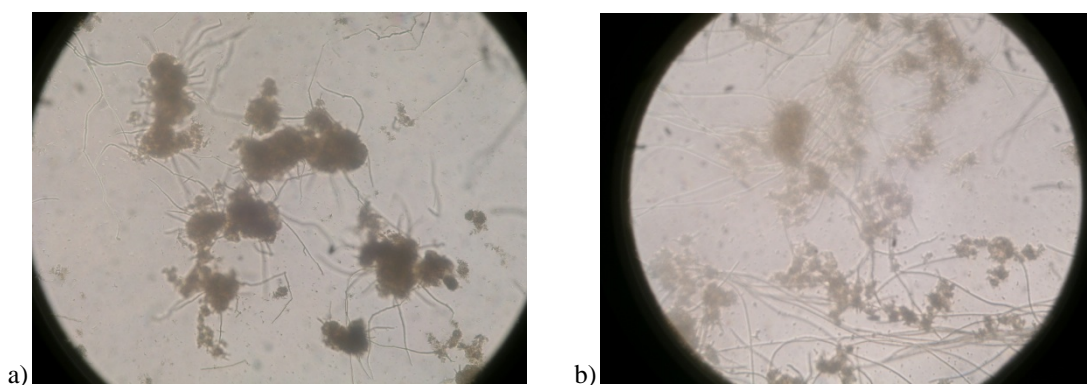


Figura 4.9: Registo fotográfico da estrutura/morfologia do floco no reactor $X_{3,5}$ para a razão a) F/M de 0,83 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹ em ciclos de 24 horas b) F/M de 0,91 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹ em ciclos de 24 horas.

Em conclusão, verificou-se que os reactores $X_{2,5}$ e $X_{3,5}$, que funcionaram em razões F/M proximas da unidade, tiveram um desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos quando atingiram esta razão F/M, o que causou problemas de operação dos reactores SBR devido às baixas eficiências de sedimentação obtidas.

4.2.2 Comportamento dos reactores SBR em ciclos de 12 horas

Através da obtenção de estados estacionários foram construídos vários gráficos, traduzidos em curvas de evolução de vários parâmetros com a C_v aplicada ou a razão F/M para os reactores $X_{1,5}$ e $X_{2,5}$ e um ponto isolado para o reactor $X_{3,5}$.

O gráfico da figura 4.10 traduz a influência da carga volúmica aplicada, C_v , na percentagem de remoção de CQO solúvel. Através da análise deste gráfico podemos verificar que existe um pico de eficiência para as cargas mais baixas testadas em cada um dos reactores e que depois existe um declínio dessa eficiência.

O reactor $X_{1,5}$ obteve a maior percentagem de remoção (94%) para a C_v de 0,39 kg CQO.m⁻³.d⁻¹ caindo depois para valores sensivelmente estáveis, com percentagens de remoção na ordem dos 89%.

O reactor $X_{2,5}$ teve um comportamento semelhante, com a carga volúmica mais baixa testada de 0,50 kg CQO.m⁻³.d⁻¹ a apresentar a melhor taxa de remoção (93%), com uma queda posterior para 78% e depois uma tendência para recuperar, estando os dois estados seguintes na ordem dos 83% de eficiência de remoção de CQO.

Anica C_v testada no reactor $X_{3,5}$ foi de 0,50 kg CQO.m⁻³.d⁻¹ e apresenta uma percentagem de remoção de CQO de 90%.

Para as C_v aplicadas os melhores resultados foram obtidos para o reactor $X_{1,5}$ (com a menor concentração de biomassa) apresentando melhores taxas de remoção de CQO solúvel para C_v aplicadas idênticas. Nas C_v aplicadas mais baixas (0,39 a 0,5 kg CQO.m⁻³.d⁻¹) os reactores demonstraram um melhor desempenho, com percentagens de remoção de CQO superiores ou iguais a 90%.

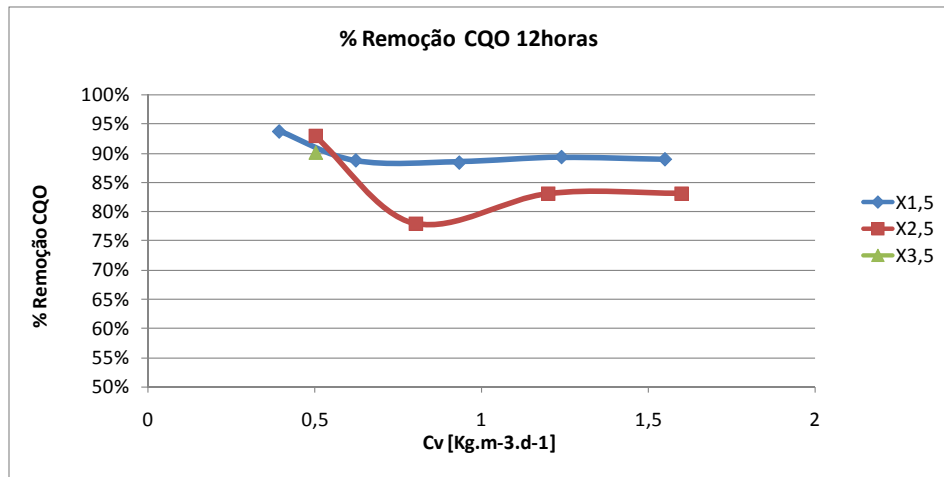


Figura 4.10: Percentagem de remoção de CQO em função da carga volúmica aplicada para ciclos de 12 horas.

Uma análise semelhante pode ser feita para o gráfico da figura 4.11 que correlaciona a percentagem de remoção de CQO com a razão F/M. Podemos verificar que para razões F/M semelhantes existe menor percentagem de remoção de CQO para maiores teores de biomassa, podendo indicar alguma resistência  transferência de massa, isto é, uma menor acessibilidade de biomassa ao substrato.

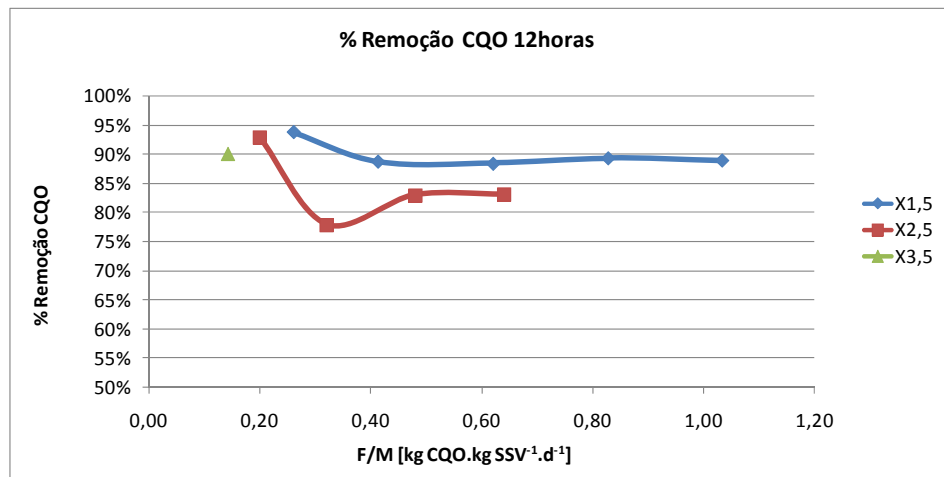


Figura 4.11: Percentagem de remoção de CQO em função da razão F/M para ciclos de 12 horas.

O gráfico seguinte (figura 4.12) permite-nos observar a capacidade de remoção de CQO, expressa em termos de carga volúmica removida em função da carga volúmica aplicada e comparar com o máximo teórico. Como se pode observar a Cv removida aumenta com a Cv aplicada. Constata-se ainda que para todos os ensaios a Cv removida se

encontra próximo do máximo teórico e que o reactor $X_{1,5}$ (com menor concentração de biomassa) apresenta um melhor desempenho que o reactor $X_{2,5}$ (com mais biomassa).

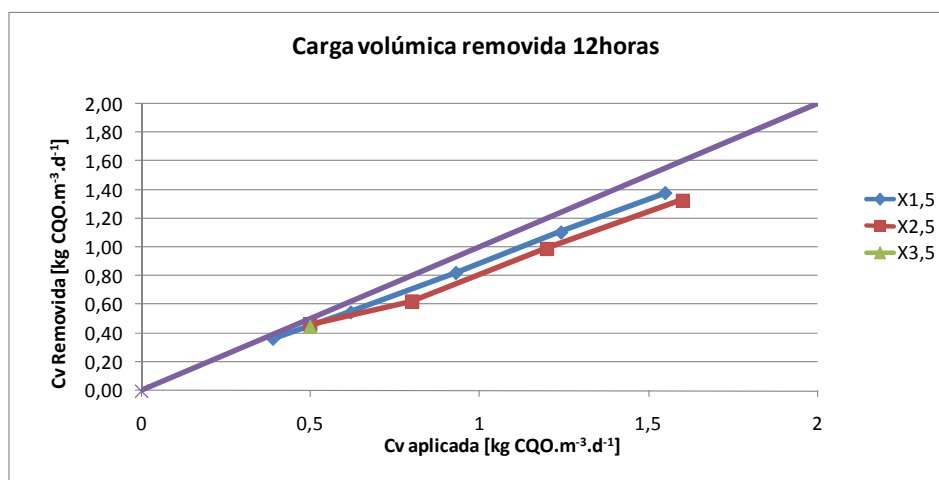


Figura 4.12: Carga volúmica removida em função da carga volúmica aplicada para ciclos de 12 horas.

Para além da capacidade de tratamento dos reactores, foi ainda analisada a qualidade do efluente tratado, com vista a verificar se o efluente tratado cumpre os critérios de descarga de acordo com o Decreto-lei 236/98 que estabelece os objectivos de qualidade da água com a finalidade de proteger o meio hídrico.

Os gráficos seguintes referem-se à qualidade do efluente tratado, em termos de CQO solúvel, CQO total, SST, Azoto total e Fósforo total, correlacionando-os com a carga volúmica aplicada.

Pela análise do gráfico da figura 4.13, constata-se que o CQO solúvel do efluente tratado e decantado aumenta com o aumento da carga volúmica aplicada, sendo o reactor $X_{1,5}$ o que apresenta um melhor desempenho com um CQO mínimo do efluente decantado de 12 mg.l⁻¹ na carga mais baixa (0,39 kg CQO.m⁻³.d⁻¹) e o pior de 86 mg.l⁻¹ para uma carga mais elevada (1,55 kg CQO.m⁻³.d⁻¹). Comparando estes valores com os obtidos para o reactor $X_{2,5}$ para Cv aplicadas semelhantes verifica-se que este reactor apresenta valores de 18 mg.l⁻¹ e 135 mg.l⁻¹, respectivamente como o melhor e o pior resultado. O reactor $X_{3,5}$ apresentou um valor de 25 mg CQO.l⁻¹ no efluente tratado para uma Cv aplicada de 0,50 kg CQO.m⁻³.d⁻¹, enquanto o reactor $X_{2,5}$ apresentou um valor mais baixo.

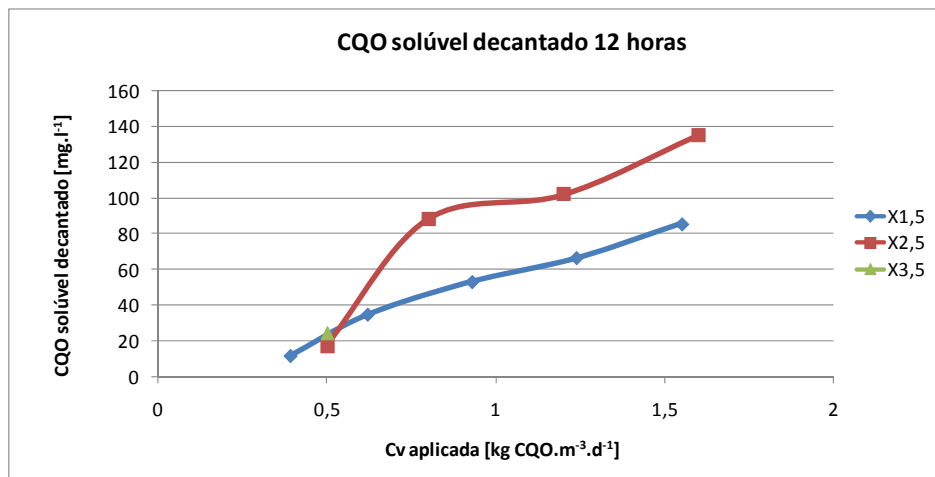


Figura 4.13: CQO solúvel do efluente tratado em funo da carga vmica aplicada para ciclos de 12 horas.

O gráfico seguinte (figura 4.14) representa a concentrao em CQO total do efluente tratado em funo da Cv aplicada. Pela análise deste gráfico verifica-se de um modo geral que o CQO total do efluente tratado também aumenta com o aumento da Cv aplicada. Nas condies ensaiadas, apenas nas Cv mais elevadas o CQO total do efluente tratado ultrapassou o valor limite de emisso ($150 \text{ mg.l}^{-1} \text{ O}_2$) exigido no anexo XVIII do D.L. 236/98 de 1 de Agosto para o reactor $X_{1,5}$ e $X_{2,5}$. A concentrao máxima de CQO total atingida nestas condies foi de 160 e 180 mg CQO.l^{-1} , para os reactores $X_{1,5}$ e $X_{2,5}$, respectivamente.

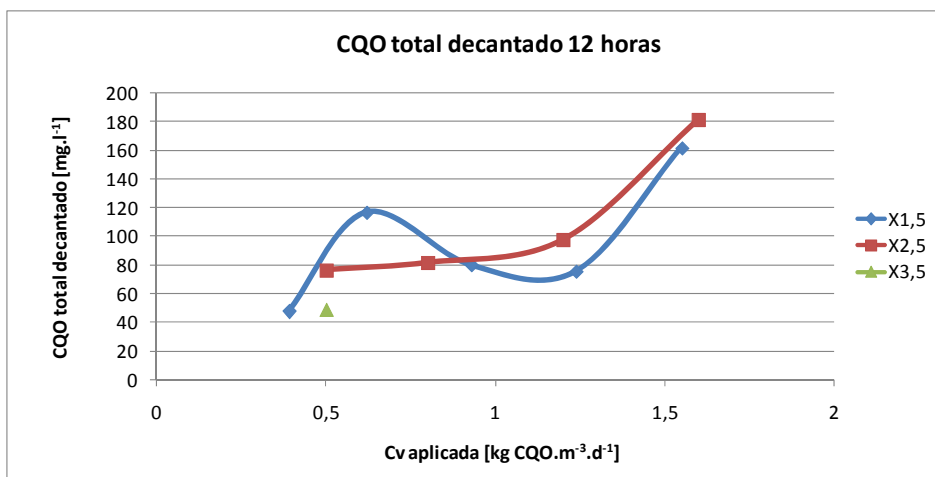


Figura 4.14: CQO total do efluente tratado em funo da carga vmica aplicada para ciclos de 12 horas.

Como se pode observar no gráfico seguinte (figura 4.15), no existe uma correlao entre os sólidos suspensos totais do efluente tratado e a Cv aplicada.

O reactor $X_{2,5}$ apresentou na totalidade dos ensaios valores de SST abaixo do valor limite de emissão (VLE) exigido no anexo XVIII do D.L. 236/98 de 1 de Agosto (60 mg SST.l⁻¹), com um mínimo de 24 mg SST.l⁻¹ e um máximo de 43 mg SST.l⁻¹. Comparativamente, o reactor $X_{1,5}$ apresenta em alguns dos ensaios, valores mais baixos de SST que o VLE, enquanto noutros apresenta valores superiores. O melhor desempenho deste reactor foi na carga de 1,02 kg CQO.m⁻³.d⁻¹ com 46 mg SST.l⁻¹, apesar de nesta carga se ter verificado o desenvolvimento de excesso de organismos filamentosos em excesso. A obteno de um bom clarificado para esta carga aplicada poderá estar relacionado com o facto de, segundo Jenkins *et al.* (2003) estes microrganismos fazerem uma estrutura de rede que pode filtrar as partículas pequenas (bactérias dispersas). A menor eficiência na sedimentao de sólidos suspensos no reactor $X_{1,5}$, poderá estar relacionada com a baixa concentrao de biomassa, o que permite que se formem maiores espaços vazios entre os flocos, deixando que algumas partículas em suspensão não sedimentem e saiam com o efluente tratado.

O reactor $X_{3,5}$ apresenta o mesmo resultado que o reactor $X_{2,5}$ para C_v aplicada de 0,50 kg CQO.m⁻³.d⁻¹ e igual a 35 mg SST.l⁻¹.

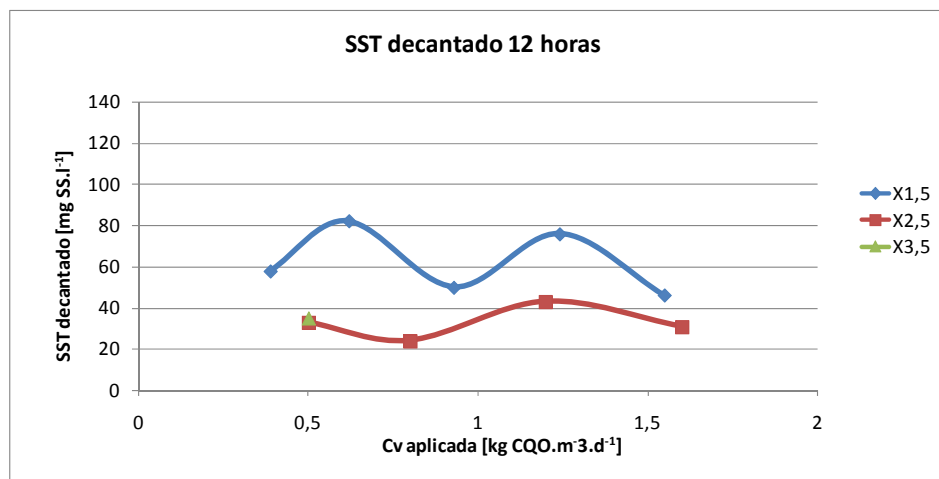


Figura 4.15: SST do efluente tratado em funo da carga vmica aplicada para ciclos de 12 horas.

Através da análise do gráfico da figura 4.15 pode-se concluir que a concentrao de biomassa de 1.500 mg SSV.l⁻¹ não é conveniente ao tratamento de efluentes vínicos, por apresentar valores de SST no efluente tratado que excedem o VLE do Decreto-lei 236/98

de 1 de Agosto. Esta conclusão está de acordo com Wilderer *et al.* que referem que a quantidade de biomassa no reactor deve apresentar valores entre 1.800 e 5.000 mg SSV.l⁻¹.

O valor limite de emissão de azoto total é de 15 mg N.l⁻¹ de acordo com o anexo XVIII do D.L. 236/98 de 1 de Agosto.

Como podemos observar no gráfico seguinte (figura 4.16), todos os ensaios realizados apresentam um efluente tratado que não ultrapassa o VLE. Na análise evolutiva observamos que existe uma tendência para que exista menos azoto no efluente tratado com o aumento da Cv aplicada.

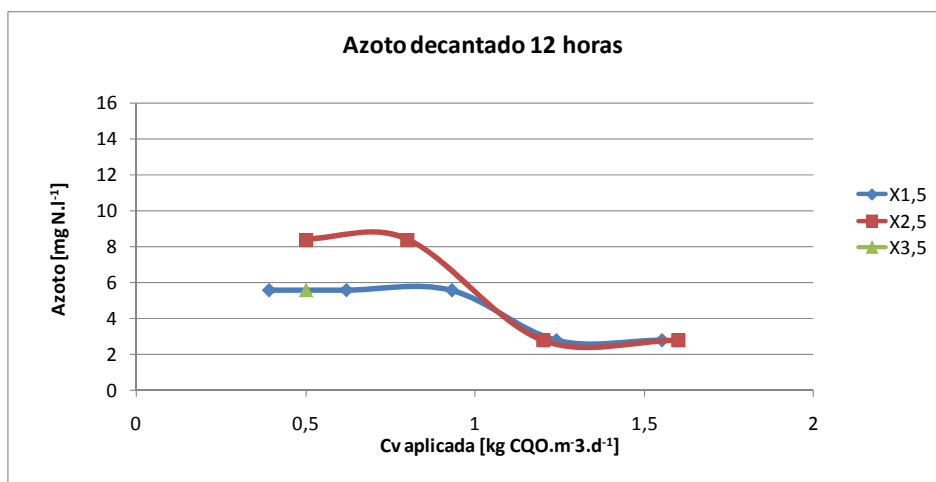


Figura 4.16: Concentrao de azoto no efluente tratado em função da carga vmica aplicada para ciclos de 12 horas.

Segundo o anexo XVIII do D.L. 236/98 de 1 de Agosto o valor limite de emissão da concentrao em fósforo nos efluentes tratados é de 10 mg P.l⁻¹.

O gráfico seguinte (figura 4.17) representa a concentrao em fósforo do efluente tratado em função da Cv aplicada. Como se pode constatar da análise do gráfico, o efluente tratado para todas as Cv ensaiadas em todos os reactores não excede os 3,5 mg P.l⁻¹, como tal cumpre os requisitos legais de descarga de águas residuais em todas as condições ensaiadas.

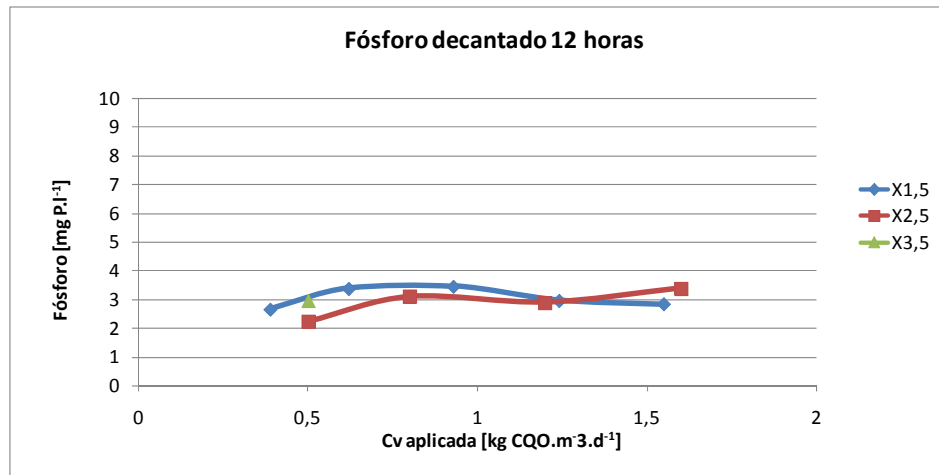


Figura 4.17: Concentrao de fósforo no efluente tratado em funo da carga vmica aplicada para ciclos de 12 horas.

Pela análise do gráfico da figura 4.18, podemos verificar que o SVI apresenta valores abaixo dos 40 ml.g⁻¹ SS para a maioria dos ensaios, com exceo de dois que apresentam valores de 90 e 114 ml.g⁻¹ SS, o que indica que as lamas, de modo geral, têm excelentes características de sedimentao e compactao (a totalidade dos valores é inferior a 150 ml.g⁻¹ SS). Na razão F/M de 0,2 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹ do reactor X_{2,5}, verifica-se que o valor de SVI  de 90 ml.g⁻¹ SS, podendo dever-se ao facto do reactor estar em fase de recuperao de uma situao anterior que o tinha afectado (a biomassa era a mesma do ensaio a 24 horas que tinha sido operado à carga máxima e que tinha tido problemas com a proliferao de microrganismos filamentosos). Ainda assim o reactor apresentou boas características de sedimentao, com um SVI abaixo dos 100 ml.g⁻¹ SS, o que é documentado conjuntamente pelo baixo valor de SST do efluente tratado (33 mg.l⁻¹ nesta Cv aplicada). O reactor X_{1,5} na razão F/M máxima de 1,03 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹ apresentou um valor de SVI (114 ml.g⁻¹ SS) acima de 100 ml.g⁻¹ SS, o que está relacionado com o desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos  semelhança do que aconteceu com os reactores X_{2,5} e X_{3,5} em razões F/M semelhantes e ciclos de 24 horas.

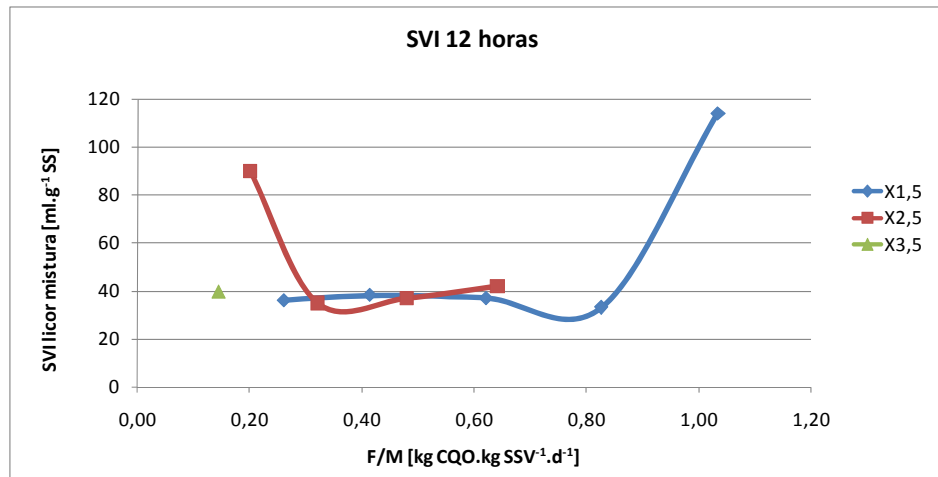


Figura 4.18: SVI do licor de mistura em função da razão F/M para ciclos de 12 horas.

No gráfico seguinte (figura 4.19) que representa a velocidade de sedimentação em função da razão F/M constata-se, como seria esperado, que as menores velocidades de sedimentação estão relacionadas com os valores altos de SVI. As velocidades de sedimentação para a maioria das Cv aplicadas mantiveram-se acima de 6 m.h⁻¹ com exceção dos ensaios onde ocorreram problemas de sedimentação relacionados com o desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos, pelo que as velocidades de sedimentação apresentaram valores abaixo de 2 m.h⁻¹.

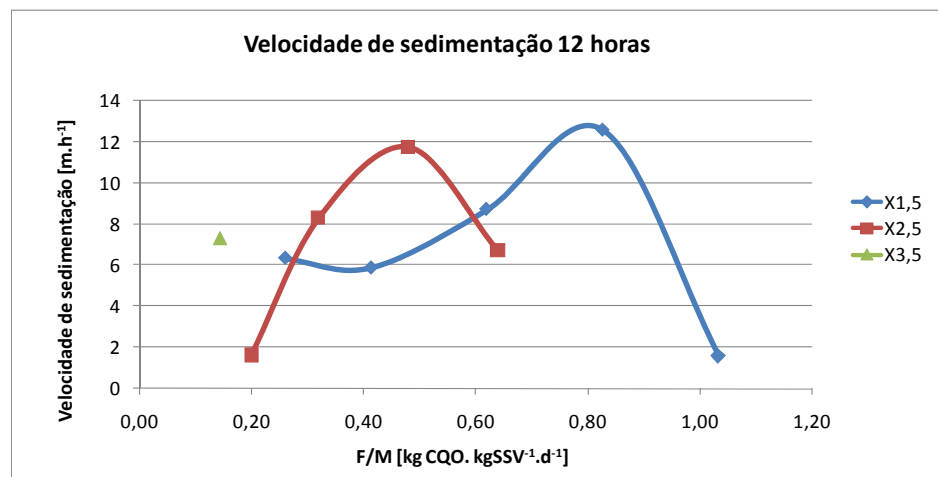


Figura 4.19: velocidade de sedimentação em função da razão F/M para ciclos de 12 horas.

Atrvés da observação microbiológica podemos ver que no reactor X_{1,5} para as razões F/M mais baixas entre 0,26 e 0,83 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹ apresentou poucos ou nenhuns organismos filamentosos, pelo que a morfologia do floco era firme, irregular e

compacta (figura 4.20 a)). Esta configuração da biomassa permitiu que se obtivessem valores de SVI inferiores a 40 ml.g^{-1} (figura 4.18) e velocidades de sedimentação superiores a 6 m.h^{-1} (figura 4.19), o que se traduziu numa excelente capacidade de sedimentação da biomassa. Na razão F/M mais elevada ($1,03 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$) verificou-se que a biomassa apresentava um número excessivo de filamentos, o que causava um efeito de estrutura aberta no floco, pelo que quanto à morfologia o floco era fraco, irregular e difuso (figura 4.20 b)). Esta ocorrência resultou em problemas de sedimentabilidade relacionados com a obtenção de um valor de SVI de 114 ml.g^{-1} (figura 4.18) e uma velocidade de sedimentação baixa e de $1,6 \text{ m.h}^{-1}$ (figura 4.19).

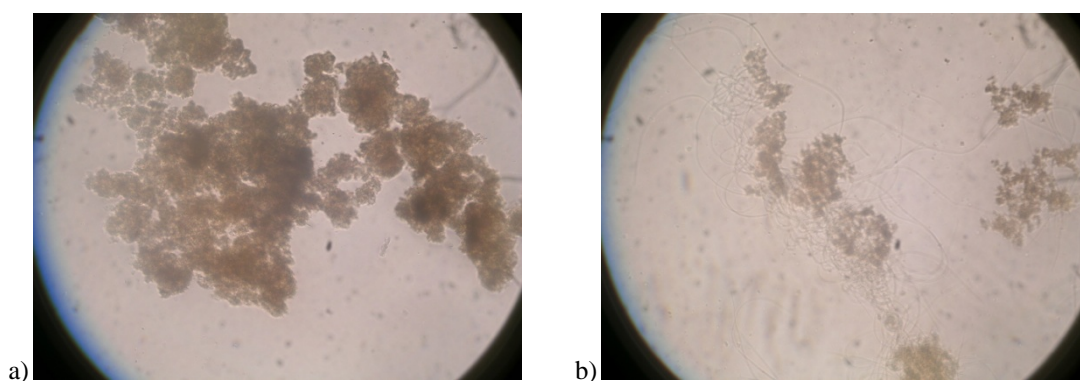


Figura 4.20: Registo fotográfico da estrutura/morfologia do floco no reactor $X_{1,5}$ para a razão: a) F/M de $0,62 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ em ciclos de 12 horas; b) F/M de $1,03 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ em ciclos de 12 horas.

No reactor $X_{2,5}$ na razão F/M baixa ($0,2 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$) havia uma grande quantidade de organismos filamentosos que causavam um efeito de ponte na estrutura do floco, sendo a sua morfologia irregular e compacta (figura 4.21 a)). Apesar da quantidade de organismos filamentosos presentes, não houve problemas de sedimentação, apresentando nesta razão F/M um valor de SVI de $90 \text{ mg.l}^{-1} \text{ SS}$, o que é inferior ao máximo recomendado ($100 \text{ ml.g}^{-1} \text{ SS}$) (figura 4.18) e uma concentração de SST no efluente decantado de 35 mg SST.l^{-1} (gráfico 4.15) que não ultrapassou o VLE regulamentado (60 mg SST.l^{-1}). Visto que a biomassa era a proveniente da série de ensaios de 24 horas  provável que a biomassa estivesse ainda em fase de recuperação da situação que o tinha anteriormente afectado (a biomassa era a mesma do ensaio de 24 horas que tinha sido operado à carga máxima e que tinha tido problemas com a proliferação de microrganismos filamentosos). Nas razões F/M ensaiadas a seguir (entre $0,32$ e $0,64 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$) verificou-se que os organismos filamentosos passaram a ser poucos ou

nenhuns, não tendo por isso tido efeito na estrutura do floco, pelo que a sua morfologia era firme e compacta (figura 4.21 b)). Os valores de SVI foram inferiores a $40 \text{ ml.g}^{-1} \text{ SS}$ (figura 4.18) e as velocidades de sedimentação superiores a 6 m.h^{-1} (figura 4.19), o que indicam boa sedimentação e estão de acordo com a observação microbiológica.

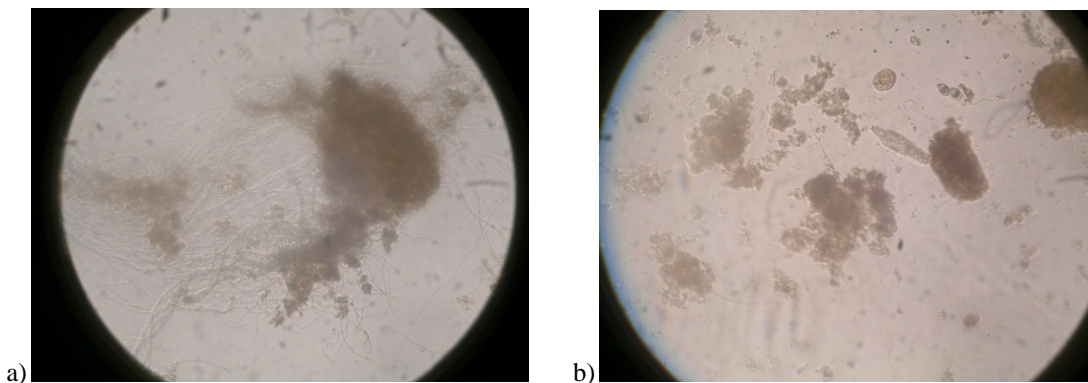


Figura 4.21: Registo fotográfico da estrutura/morfologia do floco no reactor $X_{2,5}$ para a razão: a) F/M de $0,2 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ em ciclos de 12 horas; b) F/M de $0,64 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ em ciclos de 12 horas.

No reactor com maior concentração de biomassa, $X_{3,5}$, apenas foi testada a razão F/M mais baixa ($0,14 \text{ CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$), tendo-se verificado que a quantidade de organismos filamentosos era pouca ou nenhuma, não havendo por isso efeito na estrutura do floco, pelo que a sua morfologia era firme e compacta (figura 4.22). Este reactor,  semelhança do reactor $X_{1,5}$, tbm não apresentou problemas de sedimentação das lamas, registados pelos testes físicos de sedimentabilidade (SVI e velocidade de sedimentação nas figuras 4.18 e 4.19, respectivamente).

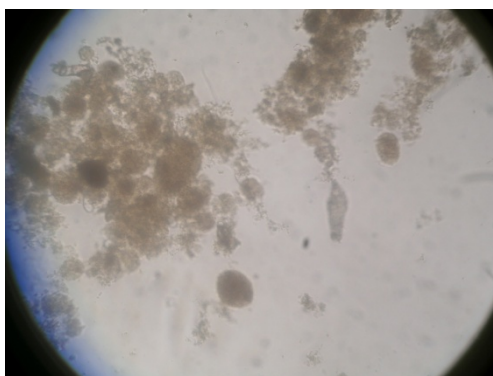


Figura 4.22: Registo fotográfico da estrutura/morfologia do floco no reactor $X_{3,5}$ para a razão F/M de $0,14 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ em ciclos de 12 horas.

Como se verificou através da observação microbiológica, os problemas de sedimentação, traduzidos pelos valores de SVI e da velocidade de sedimentação, estão sempre relacionados com o aparecimento excessivo de microrganismos filamentosos.

Da análise evolutiva da biomassa do reactor $X_{1,5}$ (que apresentava poucos ou nenhuns organismos filamentosos no início da série de ciclos de 12 horas), verificou-se que até se atingir a razão F/M de cerca de $1 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ não se notou a presença excessiva de organismos filamentosos e que nesta razão F/M houve como que um “boom” do seu desenvolvimento. Portanto conclui-se que a carga máxima em termos de razão F/M a utilizar na operação de reactores SBR para o tratamento de efluentes vínicos  de cerca de 0,8 a 0,9 $\text{kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$.

Tendo em consideração a obtenção de um efluente tratado que cumpra os crteros de descarga constantes no anexo XVIII do decreto-lei 236/98 de 1 de Agosto (para CQO total, Azoto, Fósforo e SST), o reactor que apresentou um melhor desempenho em termos de remoção de CQO solúvel, foi o reactor $X_{2,5}$, com uma concentração de biomassa de $2.500 \text{ mg SSV.l}^{-1}$ para a C_v aplicada de $1,2 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e razão F/M de $0,48 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$. O CQO solúvel obtido foi de cerca de 100 mg.l^{-1} , os sólidos de 43 mg.l^{-1} , o azoto de $2,8 \text{ mg.l}^{-1}$ e o fósforo de $2,89 \text{ mg.l}^{-1}$.

Os resultados obtidos em ciclos de 12 horas apresentam, para C_v semelhantes, performances superiores às obtidas por Torrijos *et al.* (2004) e Pirra (2005) na utilização da tecnologia SBR em ciclos de 24 horas. Pirra (2005) em ensaios laboratoriais, com C_v aplicada de $1,5 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e concentração de biomassa de 2 g SSV.l^{-1} , obteve valores de CQO solúvel do efluente tratado de 120 mg.l^{-1} e uma concentração em sólidos suspensos totais de 120 mg.l^{-1} . Torrijos *et al.* (2004),  escala real, para uma C_v aplicada de $0,8 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e concentração de biomassa de $3,2 \text{ g SSV.l}^{-1}$, obteve para os valores de concentração de CQO solúvel e concentração de SST, 174 mg.l^{-1} e 100 mg.l^{-1} , respectivamente. Neste estudo para C_v aplicadas de $1,6 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e concentração de biomassa de $2,5 \text{ g SSV.l}^{-1}$, em ciclos de 12 horas obteve-se uma concentração de CQO solúvel do efluente tratado de 135 mg.l^{-1} e uma concentração em SST inferior a 40 mg.l^{-1} .

Comparando os resultados obtidos neste estudo com os resultados obtidos utilizando tecnologias diferentes no tratamento de efluentes vínicos, verifica-se que este

sistema apresenta efluentes tratados com uma qualidade semelhante à obtida com outras tecnologias, mas com uma capacidade de remoção de carga orgânica menor. Louro M. (2007) utilizou um reactor de biofilme MBBR, com enchimento *Bioflow 9* e obteve valores de CQO solúvel do efluente tratado inferiores a 150 mg.l^{-1} , para uma C_v aplicada de $6 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, apresentando um melhor desempenho que o SBR em termos de carga aplicada.

O reactor SBBR, estudado por Andreottola *et al.* (2002), combina as vantagens dos reactores SBR e MBBR e operou também com C_v aplicadas elevadas até $8,8 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. Para uma média de C_v aplicada de $6,3 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, obteve-se um efluente tratado com uma concentração média de $105 \text{ mg CQO.l}^{-1}$. Estes resultados demonstram também uma eficiência muito boa na remoção de CQO, superior à dos ensaios com SBR convencional.

O bio-reactor de membranas (MBR) estudado por Artiga *et al.* (2007) também demonstrou melhor desempenho que os reactores SBR, apresentando concentrações de CQO do efluente tratado entre 20 e 100 mg.l^{-1} para C_v aplicadas até $2,2 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. A concentração em sólidos suspensos é desprezável, pois este descarrega o efluente depois de filtração por membranas.

Todos estes reactores têm um suporte para o desenvolvimento do filme fixo o que leva a maior concentração de biomassa existente no reactor e maiores capacidades de tratamento quando comparados com o reactor SBR convencional.

4.2.3 Avaliação da recuperação da biomassa

A análise comparativa dos estados estacionários obtidos para cargas baixas e ciclos de 24 horas, neste estudo (após o aparecimento de organismos filamentosos e consequente abaixamento da C_v aplicada), com os resultados obtidos para C_v aplicadas semelhantes atingidas em estudos anteriores realizados na Universidade de Aveiro, permite concluir acerca da adaptação e da resposta da biomassa a variações bruscas de carga orgânica (simulação do que ocorre após o período das vindimas).

Os gráficos das figuras 4.23 e 4.24 representam a comparação dos estados estacionários obtidos nas duas situações ocorridas com os 3 reactores: nos estudos anteriores para a C_v de $0,39 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ para o reactor $X_{1,5}$ e para os reactores $X_{2,5}$ e $X_{3,5}$ para as C_v de $0,5 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, em que se partiu de uma C_v aplicada baixa ($0,06 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$), e se foi incrementando gradualmente até ao valor desejado (representado por *antes*, nos gráficos); os resultados obtidos neste estudo após o desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos a uma C_v elevada e de se ter baixado a C_v aplicada para $0,39 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ no reactor $X_{1,5}$ e para $0,5 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ nos reactores $X_{2,5}$ e $X_{3,5}$ (representado por *depois*, nos gráficos).

No gráfico da figura 4.23 pode-se observar que as percentagens de remoção de CQO nos reactores $X_{1,5}$ e $X_{2,5}$ nas duas situações apresentaram valores semelhantes, o que demonstra a boa adaptação da biomassa e uma boa capacidade de recuperação de condições extremas de carga aplicada. O reactor $X_{3,5}$ não conseguiu atingir uma remoção de CQO tão eficaz (com uma diferença de 16%) como nos estudos anteriores, provavelmente pelo facto da biomassa deste estudo não estar adaptada a estas condições,

dado ter sido necessário a adição de biomassa de outros reactores, conforme já referido anteriormente.

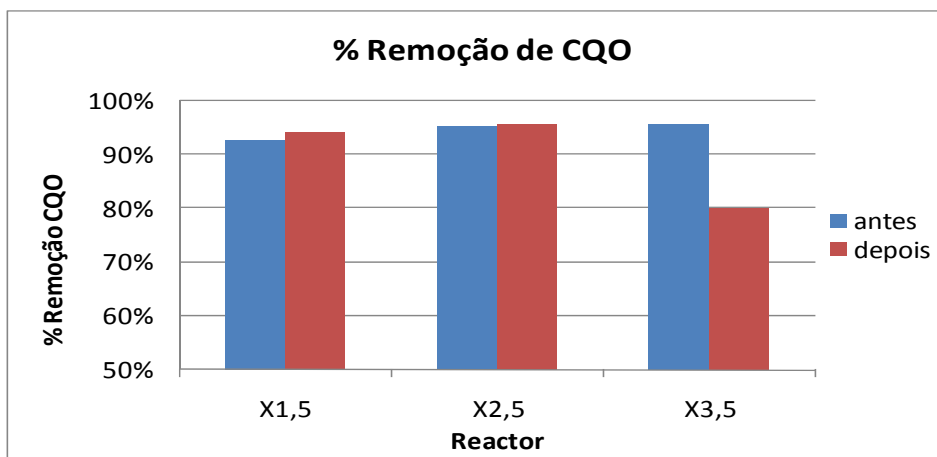


Figura 4.23: Gráfico comparativo da eficiência de remoção de CQO para C_v iguais em cada reactor, antes e depois de se verificarem problemas de desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos.

No que diz respeito ao parâmetro SVI do licor de mistura no reactor $X_{2,5}$ (figura 4.24) após se ter baixado neste estudo a C_v aplicada e se ter atingido estado estacionário, o valor continuou a ser bastante elevado ($300 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1} \text{ SS}$) devido à presença excessiva de

microrganismos filamentosos, o que no entanto não afectou a percentagem de remoção de CQO, como se verificou no gráfico da figura 4.23. No reactor $X_{3,5}$ o SVI atingiu valores ligeiramente inferiores em relação aos resultados obtidos em estudos anteriores, o que poderá também dever-se  adição de biomassa dos outros 2 reactores que apresentavam boas características de sedimentabilidade, mas que não estavam adaptados às novas condições, o que não se traduziu também na melhoria do comportamento em termos de remoção de CQO. O reactor $X_{1,5}$ apresenta resultados idênticos do SVI para ambas as situações.

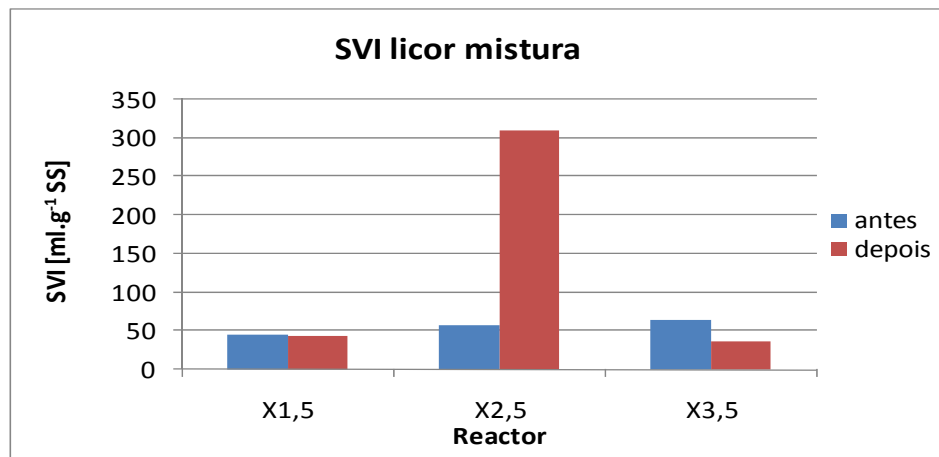


Figura 4.24: Gráfico comparativo do SVI do licor de mistura para C_v iguais em cada reactor, antes e depois de se verificarem problemas de desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos.

Estes resultados indicam que  possível readaptar a biomassa em termos de eficiência de remoção de CQO, após esta ter apresentado um desenvolvimento excessivo de microrganismos filamentosos, desde que a biomassa se mantenha a mesma. No entanto, através da análise do comportamento do reactor $X_{2,5}$, as condições de sedimentabilidade não aparentam recuperar tão facilmente como a capacidade de degradação.

4.2.4 Comparo do desempenho dos reactores SBR em ciclos de 24 e 12 horas

Com os resultados obtidos neste estudo na operação dos reactores em ciclos de 12 horas, constram-se gráficos de evolução dos estados estacionários atingidos e compararam-se estes valores para C_v aplicadas por ciclo semelhantes, com os resultados

obtidos em ciclos de 24 horas obtidos pela investigação anteriormente desenvolvida na Universidade de Aveiro.

O objectivo deste estudo foi avaliar o efeito do tempo de arejamento de 22 e 11 horas na eficiência de remoção de CQO e no CQO solúvel do efluente tratado.

No reactor $X_{1,5}$, as percentagens de remoção de CQO em função da C_v aplicada por ciclo nos ensaios de 24 horas (representado no gráfico da figura 4.25 a)) foram maioritariamente superiores às obtidas para cargas idênticas em ciclos de 12 horas,  excepção da carga de $0,7 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{ciclo}^{-1}$ que atingiu um valor baixo (82%) em comparação com os valores de cerca de 90% obtidos para os ensaios de 12 horas.

Atrvels da análise do gráfico da figura 4.25 b), pode-se observar que de um modo análogo o CQO solúvel do efluente tratado do reactor $X_{1,5}$ apresentou valores mais baixos para o ciclo de 24 horas, com excepção do pico que se pode observar para a carga de $0,7 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{ciclo}^{-1}$.

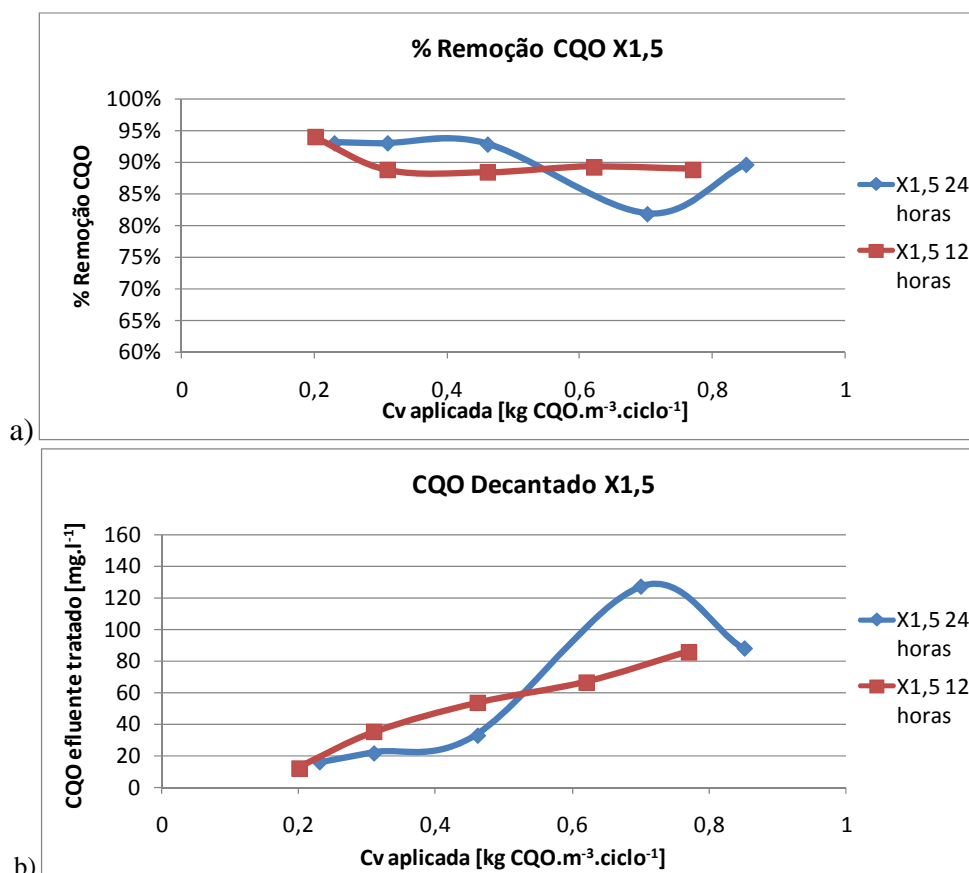


Figura 4.25: Influência da carga aplicada por ciclo para o reactor $X_{1,5}$ a operar em ciclos de 12 e 24 horas na: a) eficiência de remoção de CQO; b) concentração de CQO solúvel no efluente tratado.

No gráfico da figura 4.26 a) verifica-se que para o reactor com maior quantidade de biomassa, $X_{2,5}$, as diferenças de percentagem de remoção são mais acentuadas que no reactor $X_{1,5}$. Como se pode observar, o ciclo de 24 horas apresenta sempre melhores eficiências de remoção que o ciclo de 12 horas em que a diferença de % de remoção chega a atingir os 16% para a carga aplicada de $0,4 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{ciclo}^{-1}$.

Da análise do CQO solúvel do efluente tratado do reactor $X_{2,5}$ (figura 4.26 b)) pode-se observar que a diferença de CQO solúvel entre os ciclos de 12 e 24 horas se mantm constante e aproximadamente igual a 70 mg CQO.l^{-1} superior para a maioria dos ensaios dos ciclos de 12 horas  excepção da carga mais baixa onde não existe grande diferença.

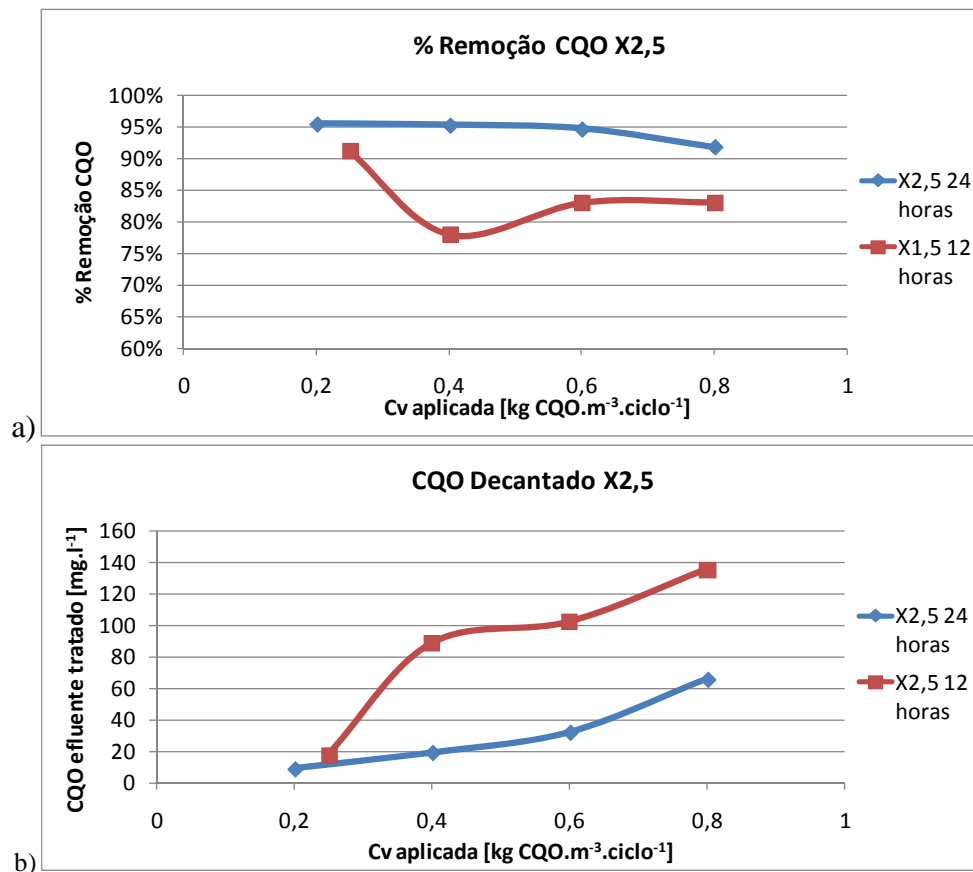


Figura 4.26: Influência da carga aplicada por ciclo para o reactor $X_{2,5}$ a operar em ciclos de 12 e 24 horas na: a) eficiência de remoção de CQO; b) concentração de CQO solúvel no efluente tratado.

Para o reactor $X_{3,5}$ (figura 4.27 a)) a percentagem de remoção de CQO solúvel no ciclo de 12 horas é ligeiramente inferior (5%) em relação ao ensaio do ciclo de 24 horas com carga semelhante.

O CQO solúvel do efluente decantado para o reactor $X_{3,5}$ (figura 4.27 b)) no ciclo de 12 horas (25 mg CQO.l^{-1})  ligeiramente superior aos valores obtidos para cargas próximas referentes ao ciclo de 24 horas.

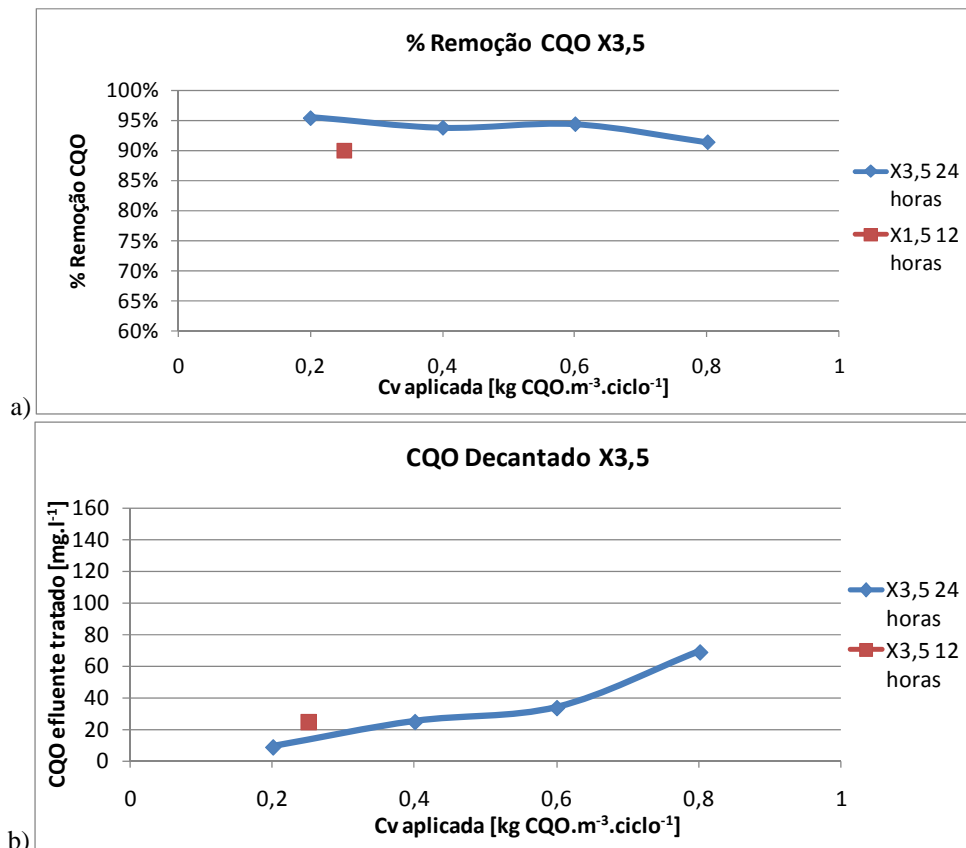


Figura 4.27: Influência da carga aplicada por ciclo para o reactor $X_{3,5}$ a operar em ciclos de 12 e 24 horas na: a) eficiência de remoção de CQO; b) concentração de CQO solúvel no efluente tratado.

O conjunto destes resultados permite-nos concluir que as eficiências de remoção de CQO tendem para um melhor desempenho no ciclo de 24 horas, sendo o CQO solúvel do efluente tratado também inferior para este ciclo, quando se considera a carga aplicada por ciclo de funcionamento do SBR.

 possível também fazer uma análise semelhante, considerando agora a C_v aplicada por dia, onde o SBR de 12 horas apresenta dois ciclos de funcionamento e o SBR de 24 horas apenas apresenta um ciclo de funcionamento, sendo a quantidade de CQO aplicada por dia aos reactores a mesma.

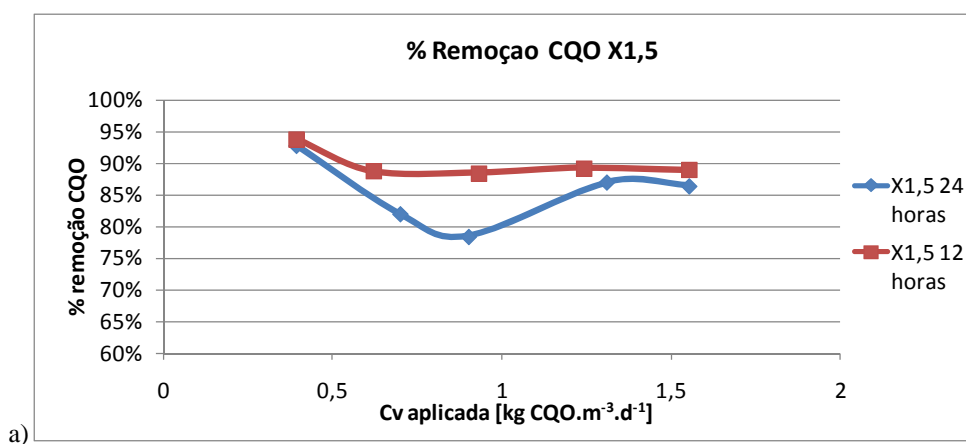
De modo análogo ao anterior, para cada reactor operado foram construídos gráficos que correlacionam a percentagem de remoção de CQO e o CQO solúvel do efluente tratado

com a C_v aplicada. Para além disso foi efectuada ainda uma análise ao SVI em função da razão F/M.

Através da análise do gráfico da figura 4.28 a), podemos constatar que para o reactor $X_{1,5}$ o ciclo de 12 horas apresentou sempre melhores eficiências de remoção de CQO para todas as C_v diárias aplicadas. A melhoria na eficiência de remoção de CQO faz-se notar mais nas cargas intermédias entre 0,6 e 1 $\text{kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, chegando a atingir diferenças de cerca de 10 pontos percentuais. Nas outras C_v aplicadas a diferença não ultrapassou os 3%.

Analizando o CQO solúvel do efluente tratado em função da C_v diária aplicada (figura 4.28 b)), verificamos que para ciclos de 12 horas este apresenta sempre uma qualidade superior. O CQO solúvel do efluente tratado nos ciclos de 12 horas não ultrapassou os 100 mg.l^{-1} para todas as C_v aplicadas e nos ciclos de 24 horas este valor ultrapassou os 200 mg.l^{-1} , na carga aplicada mais elevada.

Através da análise do gráfico da figura 4.28 c) pode-se observar que para todas as razões F/M, o SVI dos ensaios com ciclos de 12 horas foi sempre inferior ao obtido nos ensaios com ciclos de 24 horas. Para ambos os ciclos e na razão F/M mais elevada, $1,03 \text{ kg CQO.kg SSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ (correspondente a C_v aplicada de $1,6 \text{ kg CQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$), o SVI aumentou, apresentando valores de $120 \text{ ml.g}^{-1} \text{ SS}$ e $200 \text{ ml.g}^{-1} \text{ SS}$ para os ciclos de 12 e 24 horas, respectivamente.



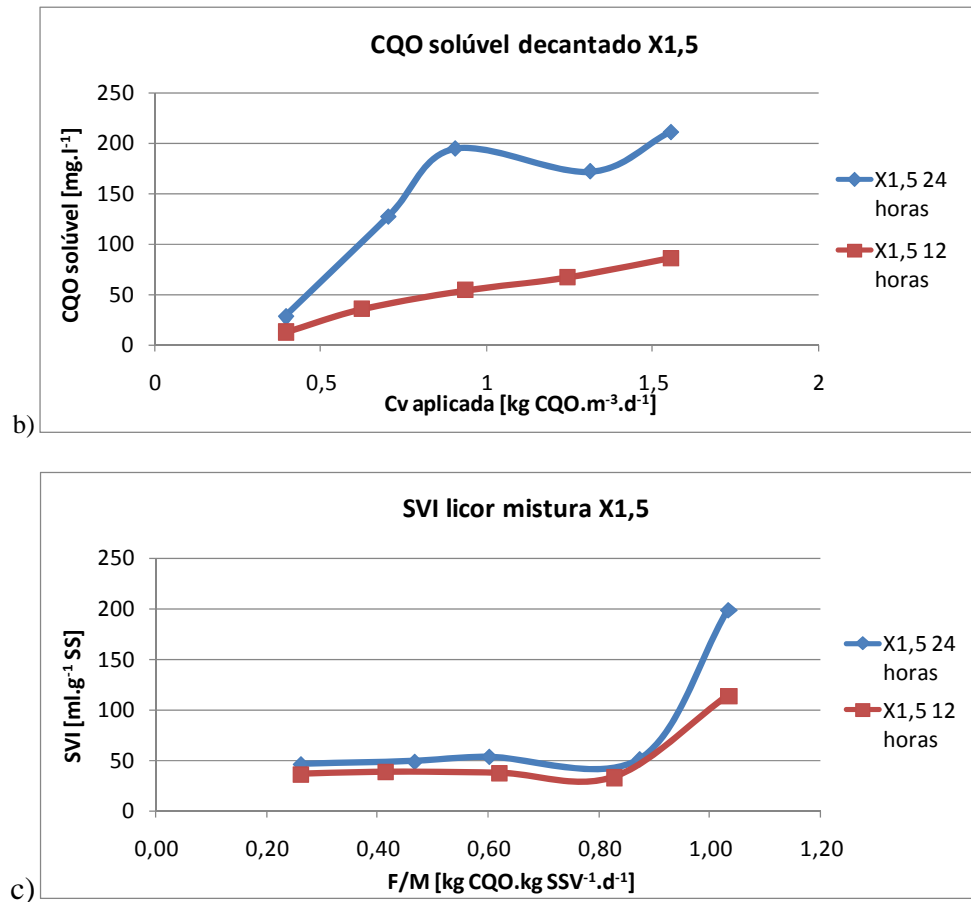


Figura 4.28: Influência da carga diária aplicada no reactor $X_{1,5}$ a operar em ciclos de 12 e 24 horas na: a) eficiência de remoção de CQO; b) concentração de CQO solúvel no efluente tratado; c) Influência da razão F/M no valor do SVI do licor de mistura.

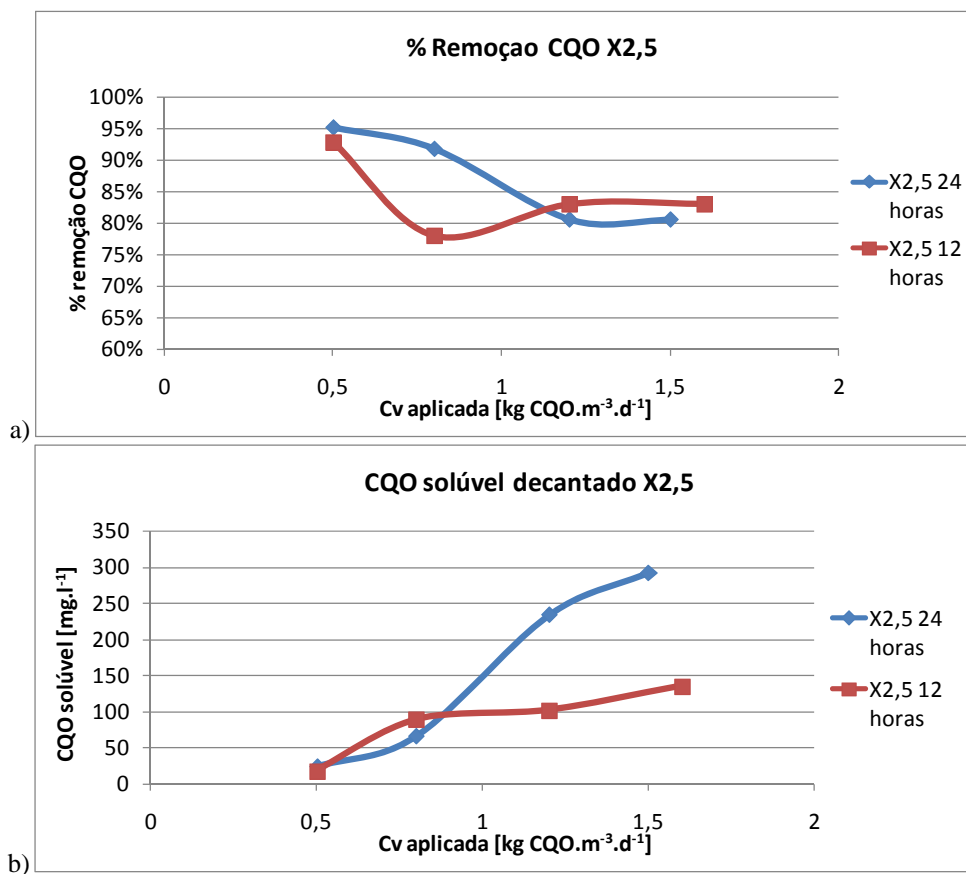
Atrves do funcionamento do reactor $X_{1,5}$ conclui-se que a mesma quantidade diária de CQO fornecida por duas vezes  benéfica em termos de remoção e de condições de sedimentabilidade.

No reactor $X_{2,5}$, com mais biomassa, a eficiência de remoção de CQO (figura 4.29 a)) foi pior para C_v aplicadas mais baixas em ciclos de 12 horas, apresentando valores mais elevados para as C_v aplicadas mais elevadas.

O gráfico da figura 4.29 b) revela-nos que o CQO solúvel do efluente tratado nos ciclos de 12 horas para todas as C_v testadas não chegou a atingir os $150 \text{ mg CQO.l}^{-1}$, mesmo na carga mais elevada. Nos ciclos de 24 horas para a C_v mais elevada este valor chegou perto dos $300 \text{ mg CQO.l}^{-1}$ e cerca de $230 \text{ mg CQO.l}^{-1}$ para a carga inferior. Nas C_v mais baixas as diferenças entre as duas séries de experiências (12 e 24 horas) não são significativas.

Pela análise do gráfico da figura 4.29 c), que representa o SVI em função da razão F/M, podemos verificar que para todos os ensaios a série de experiências de 12 horas apresenta melhores resultados de SVI que os obtidos nos ciclos de 24 horas,  excepção da primeira razão F/M (correspondente a C_v de $0,5 \text{ kg CQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) (a biomassa estava ainda em fase de recuperação devido à ocorrência de bulking filamentososo na série de ensaios anteriores).

Em conclusão pode-se dizer que os resultados são semelhantes aos verificados no reactor $X_{1,5}$, se atendermos ao facto de a biomassa nas cargas mais baixas não estar ainda totalmente recuperada aquando dos ensaios, conforme se verificou na análise microbiológica.



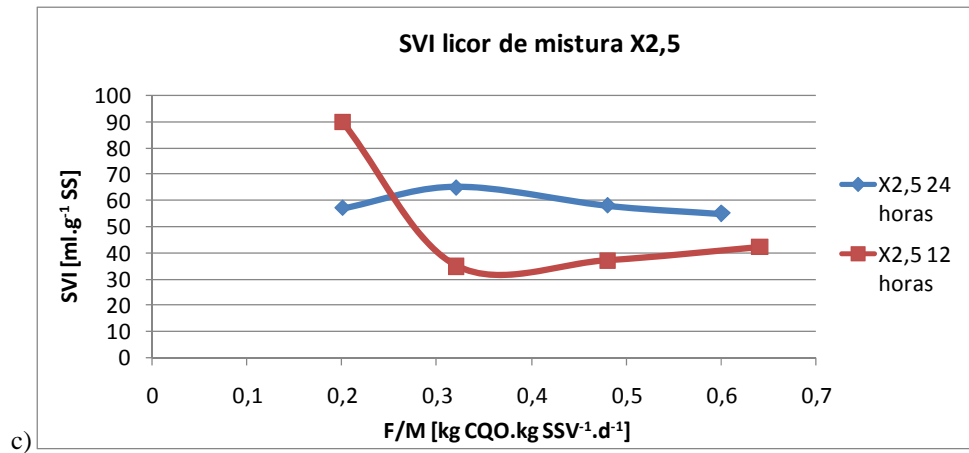
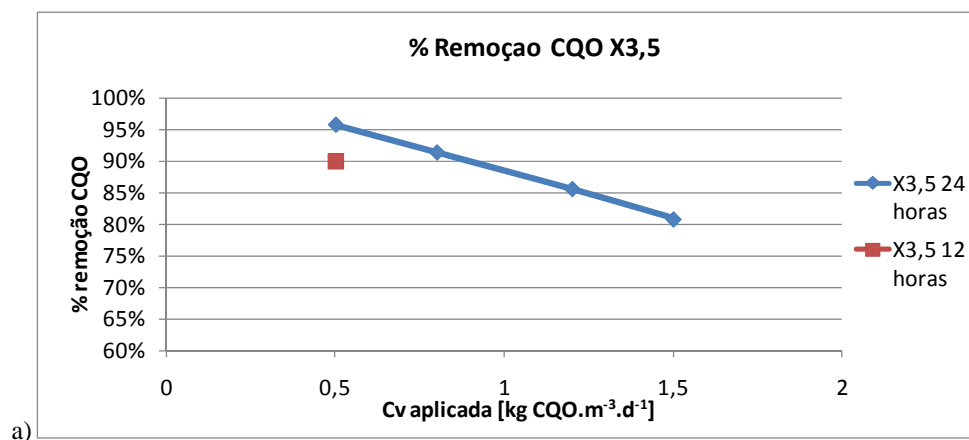


Figura 4.29: Influência da carga diária aplicada no reactor X_{2,5} a operar em ciclos de 12 e 24 horas na: a) eficiência de remoção de CQO; b) concentração de CQO solúvel no efluente tratado; c) Influência da razão F/M no valor do SVI do licor de mistura.

Anica Cv ensaiada em ciclos de 12 horas no reactor X_{3,5}, apresentou uma eficiência de remoção de CQO mais baixa em relação ao ciclo de 24 horas (figura 4.30 a)), em cerca de 6%. O CQO solúvel do efluente tratado no ciclo de 12 horas (25 mg.l⁻¹) foi ligeiramente semelhante ao obtido no ciclo de 24 horas (22 mg.l⁻¹) para a mesma Cv aplicada (figura 4.30 b)). O gráfico da figura 4.30 c) indica que o valor de SVI obtido para o ciclo de 12 horas (40 ml.g⁻¹ SS)  inferior ao obtido no ciclo de 24 horas (65 ml.g⁻¹ SS) para a mesma razão F/M.

Tal como verificado para o ensaio com o reactor X_{2,5} a cargas baixas, a biomassa também não estava ainda totalmente recuperada, e por isso foi obtida uma eficiência de remoção de CQO ligeiramente inferior.



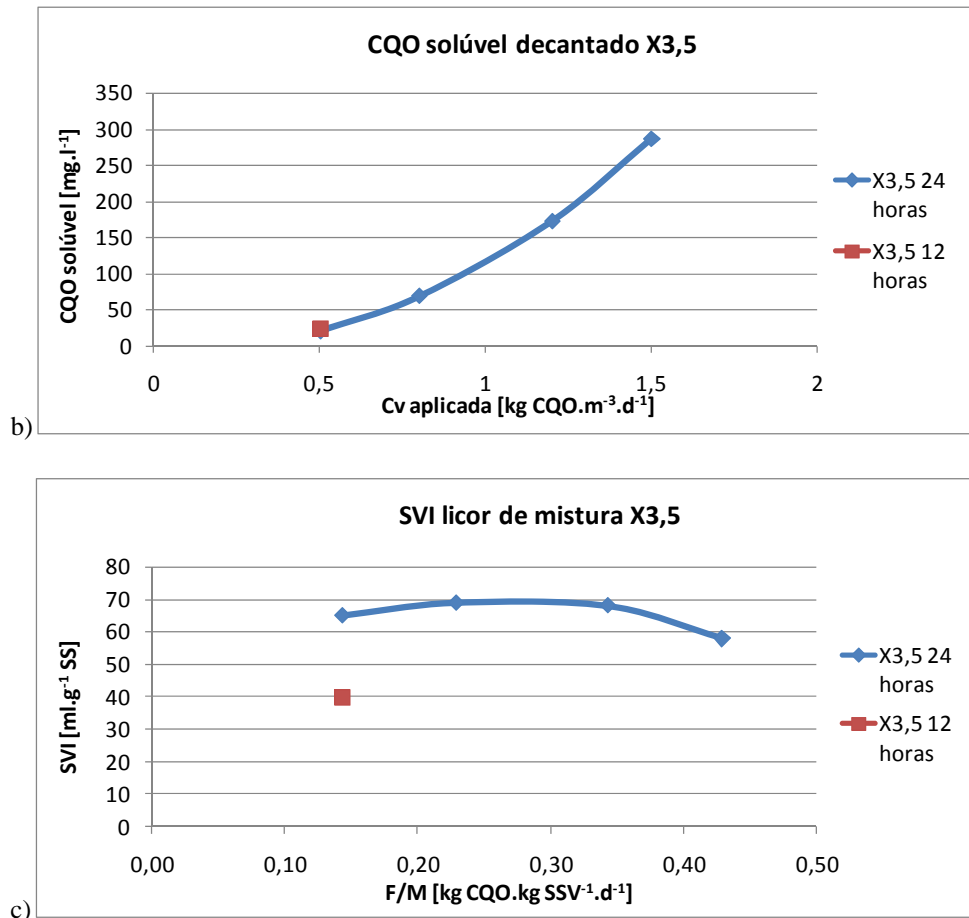


Figura 4.30: Influência da carga diária aplicada no reactor X_{3,5} a operar em ciclos de 12 e 24 horas na: a) eficiência de remoção de CQO; b) concentração de CQO solúvel no efluente tratado; c) Influência da razão F/M no valor do SVI do licor de mistura.

A análise ao conjunto dos valores obtidos experimentalmente, e não considerando os ensaios onde a biomassa não estivesse totalmente recuperada, permite concluir que nos ciclos de 12 horas se consegue obter um efluente tratado com melhor qualidade, obtendo-se uma menor concentração em CQO solúvel, para as mesmas cargas diárias aplicadas que em ciclos de 24 horas. Verifica-se ainda que os valores de SVI nos ciclos de 12 horas são mais baixos que os obtidos por ciclos de 24 horas o que conduz a melhores características de sedimentação. O aparecimento de organismos filamentosos no reactor X_{1,5}, para ambos os ciclos, ocorreu quando se atingiu uma razão F/M de 1,03 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹. Este facto permite concluir que o desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos não está relacionado com a carga orgânica aplicada por ciclo, mas sim pela carga mássica traduzida pela razão F/M.

Capítulo 5 Conclusões

5. Conclusões

Da análise e discussão dos resultados obtidos experimentalmente com reactores SBR para o tratamento de efluentes vínicos, conclui-se que:

- A tecnologia SBR  adequada ao tratamento de efluentes vínicos, apresentando efluentes tratados com boa qualidade;
- Os reactores SBR apresentam boa capacidade de resposta a variações de carga aplicada;
- As ms condições de sedimentação, traduzidas em valores de SVI elevados e velocidades de sedimentação baixas, são causadas pelo desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos, o que se verifica nas razões F/M próximas de 1 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹, independentemente do ciclo operado (12 ou 24 horas);
- O desenvolvimento de organismos filamentosos não acontece progressivamente com o incremento da razão F/M, mas verifica-se um “boom” no seu crescimento na razão F/M próxima de 1 kg CQO.kg SSV⁻¹.d⁻¹;
- Para Cv aplicadas semelhantes, as melhores eficiências de remoção são obtidas no reactor com menor concentração de biomassa (1.500 mg SSV.l⁻¹), apesar de em algumas situações o clarificado apresentar valores de SST superiores a 60 mg.l⁻¹;
- Para ciclos de 12 horas e concentrações de biomassa de 2.500 mg SSV.l⁻¹  possível operar os reactores a Cv aplicadas de cerca de 1,2 kg CQO.m⁻³.d⁻¹, conseguindo-se obter efluentes tratados que cumprem os critérios de descarga em termos de concentração em SST, azoto, fósforo e CQO total do Anexo XVIII do D.L. 236/98;
- A biomassa tem a capacidade de se readaptar em termos de eficiência de remoção de CQO, logo que as condições sejam repostas, após ter ocorrido o desenvolvimento excessivo de organismos filamentosos devido a razões F/M elevadas (próximas da unidade). As condições de sedimentabilidade não recuperam tão facilmente como a capacidade de degradação;
- Para as mesmas Cv aplicadas diariamente, os ciclos de 12 horas apresentaram resultados melhores em termos de eficiência de remoção de CQO, CQO solúvel do efluente tratado e SVI que os ciclos de 24 horas;

Sugere-se para trabalhos futuros a optimização da concentração da biomassa, definindo-se a intercepção da capacidade de remoção de CQO máxima com as características de sedimentabilidade óptimas. Sugere-se ainda a diminuição do tempo de operação dos ciclos, com o objectivo de optimizar as condioes de operação dos reactores SBR para o tratamento de efluentes vínicos.

Referências bibliográficas

APHA (American Public Health Association), 1995, Standard methods for the examination of water and wastewater, 19^a edição, Washington DC, USA.

Andreottola G., Foladori P., Ragazzi M., Villa R. (2002) Treatment of winery wastewater in a sequencing batch biofilm reactor. *Water Science and Technology*, **45** (12) : 347-354.

Andreoletta G., Foladori P., Nardelli P. and Denicolo A. (2005) Treatment of winery wastewater in a full scale fixed bed biofilm reactor, IWA publishing, *Water Science and Technology*, **Vol 51 No 1 pp : 71-79**.

Artiga P., Carballa M., Garrido J.M. and Méndez R. (2007) Treatment of winery wastewaters in a membrane submerged bioreactor, IWA Publishing, *Water Science and Technology*, **Vol 56 No 2 pp 63-69**.

Batstone D.J. and Steyer J.-P. (2007) Use of modelling to evaluate best control practice for winery-type wastewaters, IWA Publishing, *Water Science and Technology*, **Vol 56 No 2 pp 147-152**.

Beck C., Prades G. and Sadowski A.-G. (2005) Activated sludge wastewater treatment plants optimisation to face pollution overloads during grape harvest periods, IWA Publishing, *Water Science and Technology*, **Vol 51 No 1 pp 81-87**.

Bolzonella D., Zanette M., Battistoni P. and Cecchi F. (2007) Treatment of winery wastewater in a conventional municipal activated sludge process : five years of experience, IWA Publishing, *Water Science and Technology*, **Vol 56 No 2 pp 79-85**.

Bories A., Sire Y. and Colin, T. (2005) Odorous compounds treatment of winery and distillery effluents during natural evaporation in ponds, IWA Publishing, *Water Science and Technology*, **Vol 51 No 1 pp 129-136**.

Boulton R. B., Singleton V. L., Bisson L. F., Kunkee R. E. (1996) *Principles and Practices of Winemaking*, Chapman & Hall, New York, United States of America.

Brito A. G., Peixoto J., Oliveira J. M., Oliveira J. A., Costa C., Nogueira R., Rodrigues A. (2005) *Brewery and winery wastewater treatment: some focal points of design and operation*, Center of Biological Engineering, Campus de Gualtar, Braga, Portugal.

Bruculeri M., Bolzonella D., Battistoni P. and Cecchi F. (2005) Treatment of mixed municipal and winery wastewaters in a conventional activated sludge process : a case study, IWA Publishing, *Water Science and Technology*, **Vol 51 No 1 pp 89-97**.

Bungay S., Humphries M., Stephenson T. (2007) *Operating Strategies for variable flow sequencing batch reactors*, Wastewater and Environment Journal, Journal Compilation CIWEM.

Bustamante M. A., Paredes C., Moral R., Moreno-Casseles J., Pérez-Espinosa A. and Pérez-Murcia M.D. (2005) Uses of winery and distillery effluents in agriculture: Characterization of nutrient and hazardous components, IWA Publishing, *Water Science and Technology*, **Vol 51 No 1 pp 145-151**.

Chapman J., Baker P., Wills S. (2001) *Winery wastewater handbook: production, impacts and management*, Winetitles Publishers, Adelaide, South Australia.

Colin T., Bories A., Sire Y. and Perrin R. (2005) Treatment and valorisation of winery wastewater by a new biophysical process (ECCF®), IWA Publishing, *Water Science and Technology*, **Vol 51 No 1 pp 99-105**.

Coetze G., Malandra L., Wolfaardt G.M., Viljoen-Bloom M. (2004) *Dynamics of a microbial biofilm in a rotating biological contactor for the treatment of winery effluent*.

Desenne A., Macary F., Monzie B. et Mouquot P. (2003) Effluents vinicoles des conaissances et une m thod pour choisir sa fili re de traitement, CD-Rom, CEMAGREF Editions.

Dombeck Glenn P.E., Tleimat Maher (2007) *Selection of An Appropriate Winery Process Wastewater Treatment Technology*, Eleventh Individual and Small Community Sewage Systems Conference Proceedings, 20-24 October 2007, Warwick, Rhode Island 701P1107cd.

Duarte E., Martins M., Carvalho E., Costa S., Spranger I. (1997) *An integrated approach for overcoming the environmental impacts of wineries wastewaters a Portuguese case study*. In: Proceedings of International Symposium of the Vine and Wine. 7-10 October 1997, Yangling, China, 1997:1-5.

Eckenferd W. W., Grau P. (1992) *Activated sludge process design and control: theory and practice*, Technomic Publishing Co, Inc., USA.

Edwards J. (1995) *Industrial wastewater treatment: a guide book*, Lewis Publishers, USA.

EPA, Environment Protection Authority (2004) *Guidelines for Wineries and Distilleries*, Adelaide, Australia.

European Commission (2006) Directorate-General for Agriculture and Rural Development, *Wine – Economy of the sector (working paper)*.

Fernández B., Seijo I., Ruiz-Filippi G., Roca E., Tarenzi L. and Lema J.M. (2007) Characterization, management and treatment of wastewater from white wine production, *Water Science and Technology*, IWA Publishing, **Vol 56 No 2 pp 121-128**.

Fumi M.D., Parodi G., Parodi E., Silva A. (1994) Optimisation of long-term activated sludge treatment of winery wastewater, *Bioresource Technology*, Elsevier Science Limited (ed), **52** : 45-51.

Giordano F., Lima N., (2007) *Disciplina de projecto, Avaliação do comportamento do reactor SBR no tratamento de efluentes vínicos*, Universidade de Aveiro, Aveiro.

Giulio Malorgio, Luca Camanzi, Cristina Grazia, (2007) *Effectiveness of European Appellations of Origin on the International wine market*, University of Bologna, Italy.

Gump, B. H., (1993), *Beer and wine production: analysis, characterization and technological advances*. American Chemical Society, Washington (DC).

Henze M., Harremoes P., Jansen J. C., e Arvin E. (1997) *Wastewater treatment: biological and chemical processes*, Springer-Verlag, Alemanha.

Houbron E., Torrijos M. et Moletta R. (1998) *Application du procédé SBR aux effluents vinicoles. Résultats de trois années de suivi. Actes du deuxième Congrès International sur le Traitement des Effluents Vinicoles*. Bordeaux (France), CEMAGREF (Ed.) pp : 189-196.

Institute Français de la Vigne et du Vin (2004) *Gestion des effluents des petits et moyennes caves*, Les cahiers itineraires d'itv France, Centre technique interprofessionnel de la vigne et du vin, Paris, France.

Instituto da Vinha e do Vinho (1999) *A vinha e o vinho em Portugal. Apointamento Histórico*, Lisboa, 142 pp.

Jenkins D., Richard M.G., Daigger G.T. (2003) *Manual on the Causes and Control of activated Sludge bulking, foaming and other solids Separation Problems*, IWA Publishing, London, UK.

Jourjon F., Arcanger P. (1998) *Caractérisation des flux d'effluents vinicoles – application aux caves de angevines*, Actes du 2 me Congrès International sur le Traitement des Effluents Vinicoles, Bordeaux, France, C magref Ed., pp. 299-305.

Jourjon F., Racault Y. et Rochard J. (2001) *Effluents vinicoles : gestion et traitements*. Editions F ret, Bord us (França), 240 pp.

Jourjon F., Khaldi S., Reveillere M., Thibault C., Poulard A., Chretien P., Bednar J. (2005) Microbiological characterization of winery effluents: an inventory of the sites for different treatment systems, IWA publishing, *Water Science and Technology* **Vol 51 No 1**pp 19-26.

Louro M. (2006) *Aplicabilidade do reactor MBBR no tratamento de efluentes vínicos*, Departamento de Ambiente e Ordenamento, Universidade de Aveiro, Aveiro, Mestrado, 115pp.

Martins Conceição Andrade (1990) *Memória do Vinho do Porto*, Instituto das Ciências Sociais, Universidade Técnica de Lisboa, Lisboa.

Metcaf and Eddy (2003) *Wastewater engineering : treatment, disposal, reuse*, Revised by George Tchobanoglous, Franklin L. Burton and H. David Stensel; 4th ed; New York, McGraw-Hill (ed), 1819 pp.

Maugenet J. (1978) Les eaux résiduaires dans les industries viti-vinicoles leur origine et les possibilities de traitement, *Revue Françoise d'Oenologie*, **71**: 23-29.

Michael Richard (1989) *The Bench Sheet monograph on Activated sludge Microbiology*, The Water Pollution Control Federation (ed), Alexandria, Virginia, USA.

Ministério da Agricultura, do Desenvolvimento Rural e das Pescas/GPP, 2007. *Vitivinicultura – diagnóstico sectorial*.

Molleta R. et Raynal J. (1992), *Proc des de dépollution innovants et recherches actuelles dans le domaine vinicole*, *Revue Français d'Oenologie*, **134**: 37-43.

Moletta, R. (2003) *Traitements des effluents vinicoles par digestion anaérobie, Effluents viti vinicoles*, Vigne et Vin Publication Internationales, Bordeaux, France, Numéro hors-série Novembre 2003, pp 48-53.

Moletta, R. (2005) Winery and distillery wastewater treatment by anaerobic digestion, Water Science and Technology, IWA publishing, **vol51 No 1 pp 137-144**.

Molina F., Ruiz-Fillippi G., García C., Roca E. and Lema J.M. (2007) Winery effluent treatment at an anaerobic hybrid USBF pilot plant under normal and abnormal operation, IWA Publishing, *Water Science and Technology*, **Vol 56 No 2 pp 25-31**.

Mosteo R., Ormad M.P. And Ovelheiro J.L. (2007) *Photo-Fenton processes assisted by solar light used as preliminary step to biological treatment applied to winery wastewaters*, IWA Publishing, *Water Science and Technology*, **Vol 56 No 2 pp 89-93**.

Mulidzi, A.R. (2007) Winery wastewater treatment by constructed wetlands and the use of treated wastewater for cash crop production, IWA Publishing, *Water Science and Technology*, **Vol 56 No 2 pp 103-108**.

Navarro P., Sarasa J., Sierra D., Esteban S. and Ovelheiro J. L. (2005) Degradation of wine industry wastewaters by photocatalytic advanced oxidation, IWA Publishing, *Water Science and Technology*, **Vol 51 No 1 pp 113-119**.

Page I.C., Grant S. R., Landine R. C., Brown, G.J., Adams, S.R. (1997) Abattoir, Wastewater Treatment Plant Nutrients at Low Temperatures. A case study, ASAE Annual International Meeting, Minneapolis, Minnesota, USA.

Pirra, A. (2005) *Caracterização e tratamento de efluentes vinícolas de Região Demarcada do douro*, PhD, Universidade de Trás-os-Montes e Alto Douro.

Racault, Y. (1993) *Les effluents des caves vinicoles. Evaluation de la pollution caractéristique des rejets*. Informations Techniques du Cemagref, **92 (4) : 8**.

Racault Y., Striker A., Vedrene J. (2002), Les effluents vinicoles: problématique du traitement et premier bilan sur la conception et le fonctionnement des procédés biologiques, **In Ingénieries n°32 – p. 13-26.**

Regulamento (CE) n° 1493/1999 do Conselho de 17 de Maio de 1999 que estabelece a organização comum do mercado vitivinícola.

Salvador, J. A. (2003), *Os Autores dos Grandes Vinhos Poertugueses*, Edições Afrontamento Lda, Lisboa.

Serrão, J. (1971), *Dicionário de História de Portugal*, Volume IV, Iniciativas Editoriais, Lisboa.

Torrijos, M. et Moletta, R. (1997). Le procédé SBR appliqué à la dépollution des effluents vinicoles : Résultats de trois années de suivi. *Revue Française d'Œnologie*, **167** : 42-45.

Torrijos M., Moletta R., Delgenes J. P. (2004) Treatment of winery effluent in sequencing batch reactors (SBR), 3rd Internacional specialised conference in sustainable viticulture and winery wastes management, Barcelona 24-26 May 2004, pp.393-404.

Vlyssides A. G., Berampouti E. M., Mai S. (2005), Wastewater characteristics from Greek wineries and distilleries, IWA Publishing, *Water Science and Technology*, **Vol 51 No 1 pp 53-60.**

Wilderer P., Irvine R. and Garonszy (2001) Sequencing Batch Reactor Technology, IWA Publishing, *Scientific and Technical Report*, **10** : 96.